

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ КОМБИНИРОВАННОЙ СИСТЕМЫ ТЕПЛОСНАБЖЕНИЯ ЗДАНИЯ МАЛОЭТАЖНОЙ ЗАСТРОЙКИ

Замалтдинов Р.Ф., Замалиева Г.И.

Казанский государственный энергетический университет.

E-mail: zamalieva-27@mail.ru

В нашей работе предложена комбинированная схема теплонасосной системы теплоснабжения (ТНСТ) жилого здания, которая включает в себя тепловой насос 1, первичный контур отбора теплоты от источника низкопотенциальной энергии 2 и вторичный контур, состоящий из распределительного контура 3, системы напольного отопления 4 и системы горячего водоснабжения (ГВС) 5 (рис. 1). ТНСТ предназначена для индивидуальных домов малоэтажной застройки в условиях средней полосы России и реализует бивалентный режим работы, т.е. при наружной температуре воздуха ниже установленной (бивалентной) используется дополнительный электрический источник энергии.

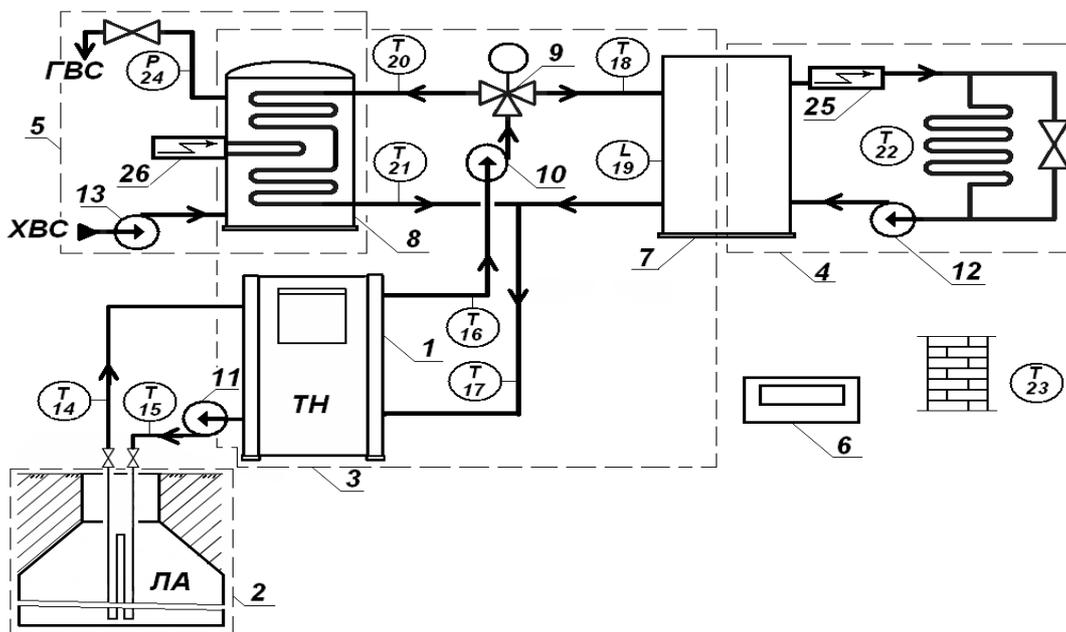


Рис. 1. Схема комбинированной теплонасосной системы теплоснабжения (ТНСТ):

- 1 – тепловой насос; 2 – первичный контур; 3 – теплонасосная установка;
- 4 – контур отопления; 5 – контур ГВС; 6 - мультиконтроллер; 7 – буферная емкость;
- 8 – бак-аккумулятор; 9 – трехходовой клапан; 10 – распределительный насос;
- 11, 12, 13 – циркуляционные насосы; 14-18, 20-23 – датчики температуры;
- 19 – датчик уровня; 24 – датчик давления; 25 – электродкотел;
- 26 – дополнительный нагреватель

Тепловой насос 1, насосы распределительный 10 и циркуляционные 11, 12 включаются в работу, когда температура теплоносителя будет ниже установленного значения. Включение происходит при поступлении на мультиконтроллер 6 сигнала с датчика температуры 18, который расположен в верхней части буферной емкости 7.

Функционирование всей системы осуществляется под управлением мультиконтроллера 6 с беспроводным интерфейсом связи и сенсорами. Мультиконтроллер RRV934 работает совместно с устройствами удалённого доступа Web Сервер Siemens.

Тепловой насос работает на контур отопления до момента заполнения буферной емкости 7 нагретым теплоносителем, что регистрируется датчиком 19. Когда буферная емкость заполнена, мультиконтроллер с помощью датчика 20 регистрирует температуру воды в баке-аккумуляторе 8 системы ГВС, и при температуре воды ниже 45 °С, отключает тепловой насос 1 и насосы 10, 11. В противном случае работа теплового насоса переключается на контур ГВС. При достижении температуры воды равной 50 °С, которая определяется датчиком 21, работа теплового насоса (ТН) на контур ГВС прекращается.

Циркуляционный насос 12 системы отопления работает непрерывно с постоянной производительностью в течение всего отопительного периода. Циркуляционный насос ГВС 13 включается/выключается автоматически с помощью датчика давления 24.

Работа ТН на контур системы отопления и ГВС производится поочередно, при этом приоритетным является обеспечение требуемой тепловой нагрузки на систему отопления. В случае снижения температуры теплоносителя в буферной емкости системы отопления при работе на контур ГВС, контроллер по сигналу с датчика 18 переключает ТН на контур отопления. При этом догрев воды в системе ГВС до требуемой температуры производится дополнительным нагревателем 26. При температуре наружного воздуха ниже бивалентной, в работу включается электродкотел 25, который производит догрев теплоносителя, поступающего в систему отопления, до требуемой температуры. Распределение теплоносителя на контур отопления и ГВС осуществляется трехходовым клапаном 9 с электроприводом.

В случае работы ТН на контур отопления, при изменении температуры наружного воздуха по показаниям датчика 23, температура теплоносителя на выходе из конденсатора регулируется расходом теплоносителя в распределительном и первичном контурах. Для этого насосы 10 и 11 оснащены регулятором производительности с помощью частотного управления. При отклонении температуры воздуха внутри помещения по показаниям датчика 22 более чем на 1,5 °С от нормативного значения мультиконтроллер производит корректировку температуры теплоносителя в подающей линии распределительного контура.

При работе ТН на контур ГВС температура теплоносителя на выходе из конденсатора поддерживается постоянной. Температура теплоносителя первичного контура 1 контролируется датчиками 14 и 15, распределительного контура – датчиками 16 и 17.

Таким образом, предлагаемая схема позволяет регулировать температуру теплоносителя в распределительном контуре ТНСТ и может повысить эффективность работы системы, а также снизить номинальную мощность ТН с помощью его поочередной работы на контур отопления и ГВС.

В качестве источника энергии в первичном контуре может быть использован грунт или водяная скважина, которые могут быть дополнены льдоаккумулятором 2. Использование льдоаккумулятора позволяет значительно снизить напряженность пикового режима ТНСТ, поскольку вода обладает замечательными свойствами, помимо высокой теплоемкости имеет высокую теплоту кристаллизации, которая может быть использована тепловым насосом. Фирма «Вайсман» рекомендует объем льдоаккумулятора около 1 м³ на 1 кВт рабочей тепловой нагрузки.

Определим режимные характеристики системы отопления. При использовании системы напольного отопления расчетная плотность теплового потока определяется как

$$q = Q_p/F, \quad (1)$$

где F – площадь отапливаемых помещений, м²; Q_p – расчетная нагрузка на систему отопления, Вт.

Плотность теплового потока с поверхности пола в общем виде определяется по формуле Ньютона

$$q = \alpha(t_{\text{п}} - t_{\text{вн}}), \quad (2)$$

где α – коэффициент теплоотдачи поверхности пола, Вт/(м²·°С); $t_{\text{п}}$ – средняя температура поверхности пола, °С.

Естественноконвективный коэффициент теплоотдачи определяется по эмпирической формуле [1]

$$\text{Nu}_L = 0,54\text{Ra}_L^{0,25} \quad \text{для } 10^4 \leq \text{Ra} \leq 10^7. \quad (3)$$

Коэффициент теплоотдачи естественной конвекции является величиной, зависящей от температурного напора – разности температуры воздуха помещения и поверхности пола. Он может быть представлен в виде аппроксимационной формулы

$$\alpha = 13,1(t_{\text{п}} - t_{\text{вн}})^{0,25}. \quad (4)$$

Совместно решая (2) и (4) получим среднюю температуру поверхности пола

$$t_{\text{п}} = q^{0,8}/7,83 + t_{\text{вн}}, \quad (5)$$

Эта температура должна удовлетворять нормативным требованиям [2]. Текущая тепловая нагрузка в зависимости от наружной температуры определяется по методике Малявиной Е.Г. [3], которая представляется по аппроксимационной формуле

$$q = -0,012t_{\text{н}} + 0,24, \text{ кВт} \quad (6)$$

где $t_{\text{н}}$ – текущая температура наружного воздуха, °С.

При напольном отоплении под змеевиком труб располагается слой утеплителя, поэтому доля теплоты, передаваемая через нижнюю поверхность и участвующая в тепловом балансе нижерасположенного помещения, не превышает 5% от общей теплоотдачи панели [4].

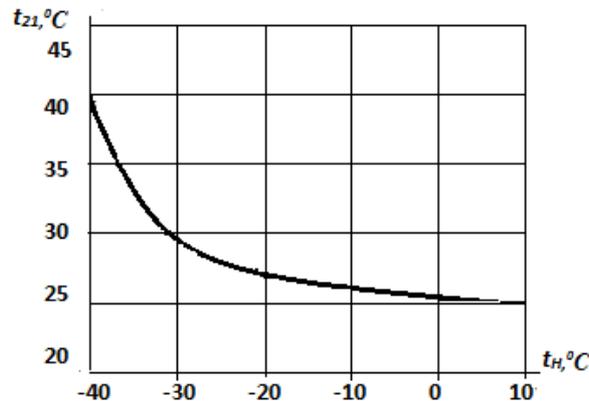


Рис. 2. Изменение температуры теплоносителя системы отопления в зависимости от температуры наружного воздуха

На основании значения температуры теплоносителя в подающем t_{21} и обратном t_{22} трубопроводах системы отопления определяется по формулам:

$$t_{21} = \frac{q_{\text{co}}(e + e' + e'')}{\lambda_m \left[1 - 0,035 \left(\frac{D}{e + e' + e''} \right)^{1/3} \cdot \frac{s}{D} \left(1,8 - 0,02 \frac{s}{D} \right) \right]} + t_{\text{вн}} + \frac{\Delta t_2}{2}, \quad (7)$$

$$t_{22} = t_{21} - \Delta t_2, \quad (8)$$

где Δt_2 – разность температуры теплоносителя в системе отопления, $\Delta t_2 = 5 \dots 10$ °С; $t_{\text{в}}$ – температура воздуха в помещении, °С; λ_m – коэффициент теплопроводности массива стяжки пола, Вт/(м·°С); D – наружный диаметр трубы, м; s – шаг укладки труб, м; e – толщина слоя заделки между трубой и поверхностью плиты, м; $e' = \lambda_m/\alpha$ – условная толщина слоя заделки, эквивалентная внешнему термическому сопро-

тивлению, м, $e'' = R_{ст\ тр} \cdot \lambda_m$ – условная толщина слоя заделки, эквивалентная термическому сопротивлению стенки трубы, м; $R_{ст\ тр}$ – термическое сопротивление стенки трубы, $(m^2 \cdot ^\circ C) / Wt$.

При изменении температуры наружного воздуха t_n регулирование температуры теплоносителя в подающем трубопроводе системы отопления t_{21} теплоносителя осуществляется непосредственно в распределительном контуре (рис. 2).

Если при работе ТН на контур отопления температура теплоносителя распределительного контура t_{21} и t_{22} определяется температурой наружного воздуха, то при работе ТН на систему ГВС температура теплоносителя t_{31} и t_{32} постоянна и регламентируется санитарно-гигиеническими требованиями к температуре горячей воды.

Литература

- [1] Исаченко В.П., Осипова В.А., Сукомел А.С. Теплопередача. - М.: Энергоиздат, 1981. -416 с.
- [2] СНиП 23-02-2003. Тепловая защита зданий. НИИ строительной физики Российской академии архитектуры и строительных наук, 2003.
- [3] <http://rucont.ru/efd/270994>
- [4] Missenard F.A. Le chauffage et le rafraichissement par rayonnement. Editions Eyrolles. -1959. 300 p

О НЕКОТОРЫХ СВОЙСТВАХ ЗАДАЧИ ИНФИЛЬТРАЦИИ ИЗ ДРЕНЫ-ОРОСИТЕЛЯ

Демидова О.В., Козаморова И.М., Гайфутдинов А.Н.
Нижекамский химико-технологический институт (филиал КНИТУ)
E-mail: gan.59@mail.ru

Во время эксплуатации системы дрен-оросителей происходит изменение формы границ и условий на границах. В связи с этим возникает необходимость качественного исследования влияния этих изменений на фильтрационные характеристики течения. В работе такие исследования проведены для задачи инфильтрации из дрены-оросителя с учетом ненасыщенности грунта, при этом рассматривается так называемая квазилинейная модель течения, основанная на экспоненциальной зависимости между гидравлической проводимостью и капиллярным давлением. В рамках принятой модели исследуется характер изменения таких параметров, как влажность, давление, скорость фильтрации, расход дрены при определенных изменениях формы граничных участков, граничных условий. Установленные свойства могут быть использованы как при теоретическом исследовании задач, так и для получения численных оценок искомых параметров на основе известных решений.

Постановка задачи. Рассматривается установившаяся фильтрация из дрены-оросителя в ненасыщенном грунте, при этом предполагается экспоненциальная зависимость между коэффициентом влагопереноса и капиллярным давлением. В этом случае уравнение влагопереноса имеет вид (см., напр., [1], [2])

$$\Delta\theta - \alpha \frac{\partial\theta}{\partial z} = 0 \quad (\alpha - const) \quad (1)$$

где x, z – декартовы координаты (ось z направлена вертикально вниз),
 $\theta(x, z)$ – функция влажности. Вектор скорости фильтрации \vec{v} запишется в виде $\vec{v} = \alpha \cdot \theta \cdot \vec{k} - \nabla\theta$, где \vec{k} – единичный орт оси z .

Область фильтрации Ω (рисунок) предполагается ограниченной контуром дрены L_0 , двумя проницаемыми участками L_1 и L_2 (L_1 – поверхностный слой почвы), соединенными двумя вертикальными непроницаемыми участками L_N .

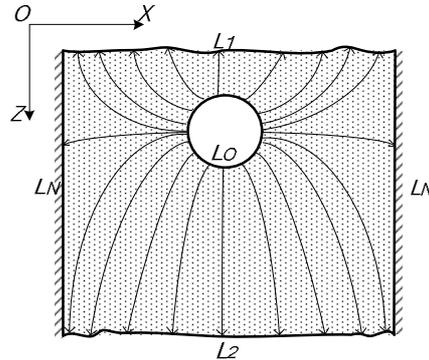


Рисунок. Область фильтрации

Граничные условия имеют вид: $\theta = \theta_i$ на L_i ($i = 0, 1, 2$), $v_n = 0$ на L_N (v_n – нормальная составляющая скорости, \vec{n} – внутренняя нормаль), при этом предполагается, что $\theta_0 > \theta_1 \geq \theta_2$. Из этого ограничения следует, что в Ω и на L_N функция θ удовлетворяет неравенству $\theta_2 < \theta < \theta_0$. В самом деле, функция θ по принципу максимума [3] не может принимать экстремальных значений в Ω . Так как на L_N выполняется условие $v_n = \alpha \cdot \theta \cdot (\vec{k}, \vec{n}) - \frac{\partial \theta}{\partial n} = 0$, то есть $\frac{\partial \theta}{\partial n} = 0$, то по принципу Заремба-Жиро [3] экстремум θ не может иметь места и на L_N .

Теоремы сравнения. Эти теоремы предполагают сравнение решений двух различающихся чем-то задач. В дальнейшем обозначения, соответствующие исходному решению, будем помечать одной звездочкой, а измененному решению - двумя звездочками

Теорема 1. При вдавливании контура дрены: а) значения θ и давления увеличиваются в Ω^{**} и на L_N ; б) величины выходных скоростей и нормальных составляющих выходных скоростей увеличиваются, а величины входных скоростей и нормальных составляющих входных скоростей уменьшаются, в частности, скорости уменьшаются на неизменной части контура дрены; в) расход дрены увеличивается.

Теорема 2. При увеличении значения θ_0 : а) значения θ и давления увеличиваются в Ω^{**} и на L_N , причем изменение значения θ не превосходит изменения значения θ_0 ; б) величины выходных скоростей и нормальных составляющих выходных скоростей увеличиваются, а величины входных скоростей и нормальных составляющих входных скоростей уменьшаются на L_1 и L_2 ; в) расход дрены увеличивается.

Теорема 3. При вдавливании линии L_2 : а) значения θ и давления уменьшаются в Ω^{**} и на L_N ; б) величины выходных скоростей и нормальных составляющих выходных скоростей уменьшаются, а величины входных скоростей и нормальных составляющих входных скоростей увеличиваются на L_0 , L_1 и на неизменной части L_2 ; в) расход дрены увеличивается.

Теорема 4. При уменьшении значения θ_2 (или θ_1): а) значения θ и давления уменьшаются в Ω^{**} и на L_N , причем изменение значения θ не превосходит изменения значения θ_2 (θ_1); б) величины выходных скоростей и нормальных составляющих выходных скоростей уменьшаются, а величины входных скоростей и нормальных составляющих входных скоростей увеличиваются на L_0 , L_1 (L_2); в) расход дрены увеличивается.

Доказательство теорем. Теоремы доказываются исследованием разности $\tilde{\theta} = \theta^{**} - \theta^*$ в пересечении $\tilde{\Omega}$ областей, Ω^{**} и Ω^* . Рассмотрим доказательство теоремы 1. Функция $\tilde{\theta}(x, z)$ удовлетворяет уравнению (1) и следующим граничным условиям: $\tilde{\theta} > 0$ на вдавленном участке L_0 , $\tilde{\theta} = 0$ на L_1 , L_2 и на неизменной части L_0 , $\tilde{v}_n = \alpha \cdot \tilde{\theta} \cdot (\bar{k}, \bar{n}) - \frac{\partial \tilde{\theta}}{\partial n} = 0$ на непроницаемых участках L_N . Тогда из принципа максимума и принципа Заремба-Жиро следует, что $\tilde{\theta} > 0$ в $\tilde{\Omega} = \Omega^{**}$, на L_N . С учетом зависимости между функцией влажности и давлением имеем утверждение и об увеличении давления. На участках L_1 , L_2 и на неизменной части дрены достигается минимум функции $\tilde{\theta}$, поэтому на этих участках выполняется условие $\frac{\partial \tilde{\theta}}{\partial n} > 0$. Учитывая, что на этих линиях $\tilde{v} = \tilde{v}^{**} - v^* = -\nabla \tilde{\theta} = -\frac{\partial \tilde{\theta}}{\partial n} \cdot \bar{n}$, имеем $\tilde{v}_n = v_n^{**} - v_n^* = -\frac{\partial \tilde{\theta}}{\partial n} < 0$ на L_1 , L_2 и на неизменной части L_0 . В тех точках этих участков, где скорости для исходной задачи являются выходными (т.е. $v_n^* < 0$), из неравенства $\tilde{v}_n < 0$ получаем $v_n^{**} < v_n^* < 0$. Это означает, что скорости, являющиеся выходными для исходной задачи, останутся выходными и для измененной задачи, при этом $|v_n^{**}| > |v_n^*|$. Тогда из равенства $\tilde{v} = -\frac{\partial \tilde{\theta}}{\partial n} \cdot \bar{n}$ следует утверждение об увеличении величин выходных скоростей. Рассуждая аналогичным образом, можно показать, что часть входных скоростей для исходной задачи могут стать выходными для измененной задачи, при этом уменьшаются величины скоростей, оставшихся входными. Утверждение об увеличении расхода дрены следует из утверждения б) теоремы

Теорема 1 доказана.

Теоремы 2-4 доказываются аналогичными рассуждениями с учетом следующего: в теореме 2 имеем $\tilde{\theta} > 0$ на всем участке L_0 ; в теореме 3 на вдавленном участке L_2 имеет место условие $\tilde{\theta} < 0$; в теореме 4 имеем условие $\tilde{\theta} < 0$ на всем участке L_2 (или L_1).

Литература

- [1] Zachmann, D.W. A mathematical investigation of steady infiltration from line sources / D.W.Zachmann, A.W.Thomas // Soil Sci. Amer. Proc. - 1973. - Vol.37. - P. 495-500.
- [2] Philip, J.R. The quasilinear analysis, the scattering analog, and other aspects of infiltration and seepage /J.R.Philip // Infiltration Development and Application. -Water Resources Research Center, Honolulu, Hawaii. -1987. - P. 1-27.
- [3] Бицадзе, А.В. Краевые задачи для эллиптических уравнений второго порядка / А.В.Бицадзе. – М., 1966. – 204 с.

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ РЕАКТОРНОГО БЛОКА ПОЛУЧЕНИЯ ЭТИЛЕНГЛИКОЛЕЙ

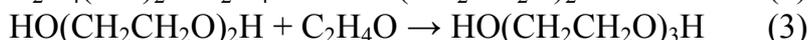
Латыпов Р.М.*, Осипов Э.В., Теляков Э.Ш.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: eduardvosipov@gmail.com

*ОАО «ТАНЕКО».

Традиционный способ получения этиленгликолей основан на некаталитической термической гидратации окиси этилена (ОЭ) водой (H₂O) с последующим разделением гликолевой смеси на товарные фракции путем выпарки и ректификация. В процессе гидратации протекают несколько последовательно – параллельных реакций, приводящих к образованию ряда гликолевых соединений: моноэтиленгликоля (МЭГ), диэтиленгликоля (ДЭГ) и триэтиленгликоля (ТЭГ). Стехиометрические уравнения указанных реакций записываются в виде (1)-(3):



Невзирая на относительную простоту вышеприведенного описания химизма процесса производства гликолей, аппаратурно – технологическое оформление реакторного блока данного процесса на разных предприятиях отрасли характеризуется заметными различиями. Это должно отражаться, естественно, и на технико-экономических показателях (ТЭП) этих производств. При аппаратурном оформлении процесса решаются две основные задачи: поддержание заданного (оптимального) температурного режима и обеспечение гидродинамических условий в реакционной аппаратуре, обеспечивающих максимальный выход целевого продукта (МЭГ).

В настоящей работе для анализа были выбраны два варианта оформления процесса, используемые на отечественных предприятиях.

1-ый вариант аппаратурного оформления реакторного блока

Принципиальная технологическая схема, соответствующая данному варианту оформления, представлена на рис. 1.

Свежий ОЭ поступает в емкость Е – 1 и насосом Н – 1 откачивается в смеситель Е – 3. Сюда же поступает среда из емкости Е – 2, в которой производится смешение химически очищенной воды (сырье) и слабо концентрированного водногликолевого раствора, поступающего в реакторный блок рециклом из блока разделения прореагировавшей массы на целевые продукты. Реакционная смесь из смесителя Е – 3 поступает в трубное пространство теплообменника Т – 1, где подогревается до температуры 140 °С. При этой температуре в теплообменнике Т – 1 уже начинается реакция гидратации ОЭ (первая ступень). За счет экзотермичности процесса реакционная смесь на выходе из Т – 1 нагревается до температуры 150 °С, после чего поступает в реактор Р – 1 трубчатого типа. В реакторе Р – 1 происходит превращение основной части ОЭ в гликоли. Реакционная масса из реактора Р – 1 поступает в реактор Р – 2 объемного типа, где происходит выдержка смеси для окончательного завершения реакции гидратации. Химическое превращение ОЭ в реакторах Р – 1 и Р – 2 проводится под давлением не более 2,0 МПа и при температуре не более 180 °С. Для обеспечения максимального выхода МЭГ в смесителе Е - 3 поддерживается массовое соотношение ОЭ к воде 1 : 4,5±0,9.

Для поддержания требуемого температурного режима в аппаратах Т – 1 и Р – 1 используется один и тот же теплоноситель – паровой конденсат давлением 0,3 МПа. В теплообменнике Т – 1 конденсат выступает в качестве греющего агента, а в реакторе Р – 1 – в качестве хладагента. Необходимая температура конденсата обеспечивается за счет смешения циркулирующего конденсата (насос Н – 3) со свежим потоком конденсата в емкости Е – 4. Также в определенных случаях для увеличения выхода ДЭГ и ТЭГ технологической схемой предусмотрена организация рецикловых потоков товарных МЭГ и ДЭГ в емкость Е – 2. В табл.1. приведены регламентные характеристики материальных потоков.

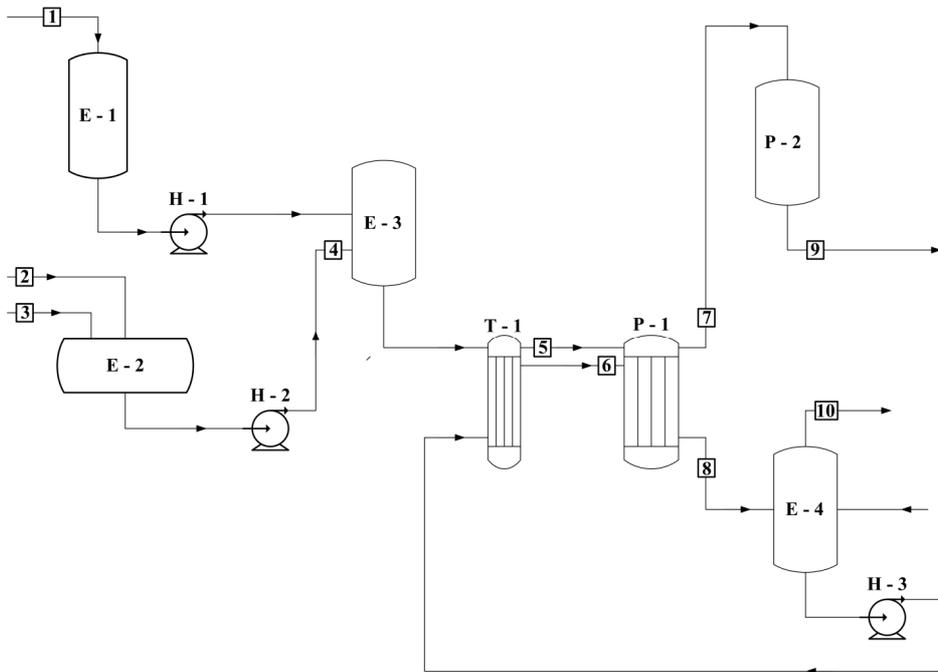


Рис. 1. Принципиальная технологическая схема блока гидратации ОЭ (1-ый вариант)

2-ой вариант аппаратного оформления реакторного блока

Принципиальная технологическая схема, соответствующая второму варианту аппаратного оформления, представлена на рис. 2.

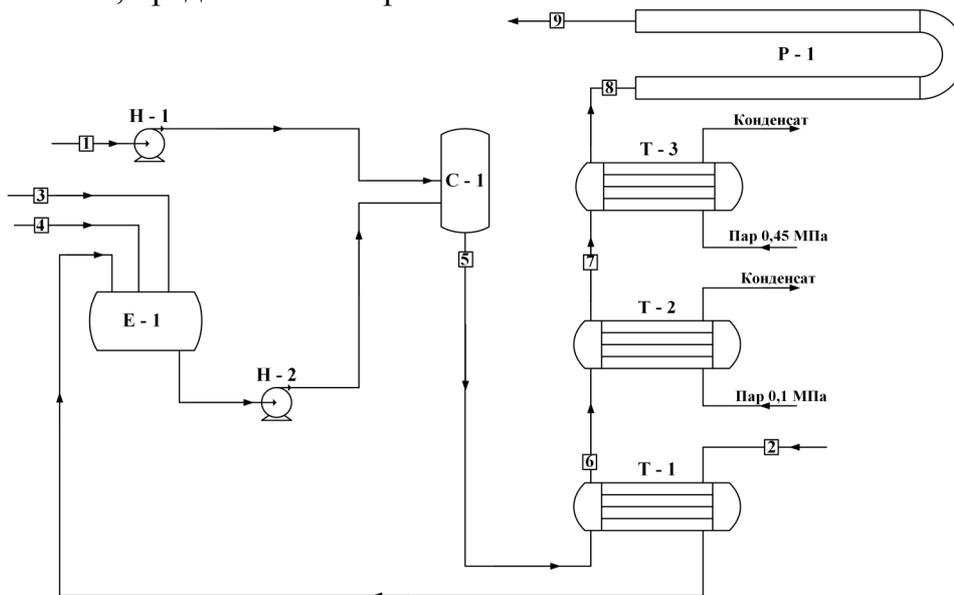


Рис. 2. Принципиальная технологическая схема блока гидратации ОЭ (2-ой вариант)

Окись этилена (сырье) и водногликолевый раствор из емкости Е – 1 (рецикл) насосами Н – 1 и Н – 2 закачиваются в смеситель С – 1. Емкость Е – 1 подпитывается свежей обессоленной (химически очищенной) водой или водяным конденсатом, а также водногликолевым раствором (содержание гликолей не более 0,2 % масс.), поступающим в реакционный блок из блока разделения реакционной массы. Смесь сырьевых потоков из смесителя С – 1 поступает в ряд последовательно соединенных кожухотрубчатых теплообменников Т – 1, Т – 2 и Т – 3, в которых подогревается до температур 71°С, 114°С и 130°С соответственно. В качестве теплоносителей используются водногликолевый конденсат из блока разделения (Т – 1) и свежий водяной пар давлением 0,1 МПа (Т – 2) и 0,45 МПа (Т – 3). Подогретое сырье из С - 3 поступает в адиабатический реактор Р - 1 (представляющий собой U – образную трубу), в котором протекает реакция гидратации. Давление в реакторе поддерживается в пределах 1,2÷1,4 МПа. Температура реакционной массы, отходящей из реактора, находится в пределах 179÷181°С. Регламентное массовое соотношение ОЭ к воде составляет 1 : 9, т. е. в 2 раза больше, чем для предыдущей схемы (вариант 1). В табл. 2. приведены регламентные характеристики материальных потоков для рассматриваемой схемы.

Для оценки ТЭП каждого из представленных выше вариантов проведения процесса, в универсальной моделирующей программе CHEMCAD (УМП) была синтезирована расчетная модель реакторного блока, спецификации модулей которой выбирались в соответствии с положениями, приведенными ниже.

Химические реакции превращения окиси этилена в моноэтиленгликоль, а также в его производные, протекают только в прямом направлении. Для химической реакции, описываемой стехиометрическим уравнением,



скорость реакций выражается равенством

$$v = k \cdot [C_A]^n \cdot [C_B]^m \quad (5)$$

где, k – константа скорости химической реакции, 1/сек; C_A – мольная концентрация реагента А, моль/м³; C_B – мольная концентрация реагента В, моль/м³; C_C – мольная концентрация продукта С, моль/м³; n – количество молей реагента А, вступающего в реакцию; m – количество молей реагента В, вступающего в реакцию; l – количество молей продукта С.

Константа скорости химической реакции выражается равенством

$$k = A \cdot \exp\left(-\frac{E_A}{RT}\right) \quad (6)$$

где, A – предэкспонентциальный множитель, характеризующий количество соударений молекул, в результате чего возникает реакция, л/(кмоль·сек); E_A – энергия активации, кДж/кмоль.

Постоянные A и E_A константы скорости для каждой химической реакции приведены в табл. 1.

При составлении расчетной модели необходимо правильно выбрать модули, в которых моделируется исследуемый процесс. В опциях УМП CHEMCAD доступно четыре вида модели реактора: кинетический (KINETIC REACTOR), стехиометрический (STOICHIOMETRIC REACTOR), реактор Гиббса (GIBBS REACTOR) и равновесный

(EQUILIBRIUM REACTOR). Большими достоинствами, среди четырех реакторных моделей, обладает кинетический реактор, такие как: существует возможность выполнять как проектные, так и поверочные расчеты; позволяет выбирать тип реактора – идеального вытеснения (ИВ) и идеального смешения (ИС).

Табл. 1. Постоянные константы скорости химической реакции

№ п/п	Наименование продукта химической реакции	Предэкспоненциальный множитель A , л/(моль·сек)	Энергия активации E_A , кДж/моль
1	МЭГ	957960	78,3
2	ДЭГ	2011720	78,3
3	ТЭГ	2107510	78,3

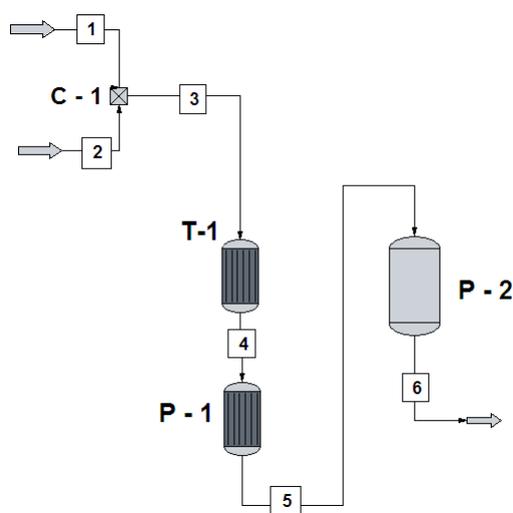


Рис. 3. Расчетная схема для первого варианта

Оборудования: С – 1 – смеситель; Т – 1 - подогреватель;

Р – 1 – реактор трубчатого типа; Р – 2 – реактор объемного типа.

Потоки: 1 – окись этилена; 2 – рецикловая водногликолевая смесь; 3 – шихта;

4, 5 – межступенчатая смесь; 6 – конечный продукт реакции.

Табл. 2. Рассчитанные количественные оценки потоков схемы указанного на рис. 2.

№ п/п	Номер потока	Вода	ОЭ	МЭГ	ДЭГ	ТЭГ	Итого
Массовые доли, %							%
1	Поток 3	79,16	20,84	0	0	0	100
2	Поток 4	78,92	20,225	0,85	0,005	0	100
3	Поток 5	72,83	3,89	19,94	3,07	0,28	100
4	Поток 6	71,51	0,0007	23,59	4,4	0,486	100
Массовый расход, кг/час							кг/час
1	Поток 3	47500	12500	0	0	0	60000
2	Поток 4	47351,58	12135,84	509,59	2,98	0,0097	60000
3	Поток 5	43695,29	2335,103	11963,61	1840,397	165,6	60000
4	Поток 6	42907,13	0,45	14157,51	2642,85	292,08	60000

В среде CHEMCAD для технологической схемы, изображенного на рис. 1., составлена расчетная схема (рис. 3). Рабочие давления и изменение температуры по длине аппарата заполнялись исходя из производственных данных. В теплообменнике Т – 1 уже протекает процесс гидрирования и на его выходе в потоке уже присутствуют продукты реакции. В УМП для теплообменника Т – 1 применен модуль трубчатого реактора. Реактора Р – 1 и

P – 2, конструктивно представляют собой реактора трубчатого и объемного типа. В опциях УМП для реакторов P – 1 и P – 2 выбраны типы идеального вытеснения и идеального смешения.

Анализируя полученные расчетные данные по табл. 2. степень конверсии в реакторе P – 1 имеет наибольшую величину – 78,41 %, а в теплообменнике T – 1 и реакторе P – 2 – 2,91% и 18,68%. Существующая схема гидратации обеспечивает полное превращение реагента, которая объясняется интегральной степенью конверсии равной 100%.

Результаты по сопоставлению величин полученных расчетным способом с производственными указаны в табл. 3.

Табл. 3. Сопоставление расчетных оценок параметров с производственными

№ п/п	Наименование параметра	Производственная оценка	Расчетная оценка
1	Содержание ОЭ в потоке 6, масс. (%)	0,001	0
2	Содержание МЭГ в потоке 6, масс. (%)	23,7	23,78
3	Содержание ДЭГ в потоке 6, масс. (%)	6,2	4,26

Анализируя данные в табл.6 можно сделать о том, что математическая модель блока гидрирования составленного в CHEMCAD адекватна и ее можно применять в дальнейших исследовательских целях.

Расчетная схема реакторного блока гидратации окиси этилена применяемого на ОАО «ПЕТРОКАМ» изображена на рис. 4.

Для подогревателей T – 1, T – 2, T – 3, в которых протекает целевая химическая реакция, как и в первом варианте, использован реакторный модуль трубчатого типа. Для реактора P – 1 выбран адиабатический режим работы, то есть без теплообмена.

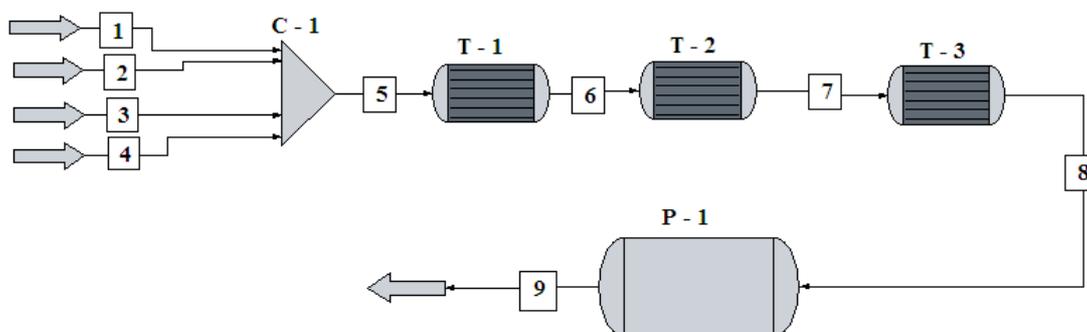


Рис. 4. Расчетная схема для второго варианта. **Оборудования:** C – 1 – смеситель; T – 1, T – 2, T – 3 – подогреватель; P – 1 – реактор трубчатого типа. **Потоки:** 1 – окись этилена; 2 – водяной конденсат; 3, 4 – рецикловая водногликолевая смесь с содержанием гликолей 0,2 % (масс.); 5 – шихта; 6, 7, 8 – межступенчатая смесь; 9 – конечный продукт реакции

Анализируя полученные расчетные данные по табл.4 интегральная степень конверсии всей системы равна 100%, основная доля равной – 97,97 % обеспечивается реактором P – 1. В подогревателях T – 1, T – 2 и T – 3 производные степени конверсии равны 0,017 %, 0,483 % и 1,53%.

При помощи математической модели в среде CHEMCAD получена зависимость (рис. 5.) распределения выхода гликолей от массового соотношения окиси этилена к воде. Кривые распределения гликолей показывают то, что с увеличением концентрации окиси эти-

лена в смеси, селективность химической реакции падает, что способствует выходу побочных продуктов, таких ДЭГ и ТЭГ. С другой стороны увеличение содержания воды ведет к увеличению эксплуатационных затрат.

Табл. 4. Рассчитанные количественные оценки потоков схемы 2

№ п/п	Номер потока	Вода	ОЭ	МЭГ	ДЭГ	ТЭГ	Итого
1	Поток 1	0	100	0	0	0	100
2	Поток 2	100	0	0	0	0	100
3	Поток 3	99,8	0	0,2	0	0	100
4	Поток 4	99,8	0	0,2	0	0	100
5	Поток 5	90	9,85	0,15	0	0	100
6	Поток 6	90	9,85	0,15	0	0	100
7	Поток 7	89,98	9,8	0,21	0	0	100
8	Поток 8	89,92	9,65	0,42	0	0	100
9	Поток 9	86,16	0	12,79	1	0,05	100
Массовый расход, кг/час							
1	Поток 1	0	7783	0	0	0	7783
2	Поток 2	15000	0	0	0	0	15000
3	Поток 3	4747,49	0	9,51	0	0	4757
4	Поток 4	51354,09	0	102,91	0	0	51457
5	Поток 5	71101,56	7783	112,428	0	0	78997
6	Поток 6	71101,01	7781,671	114,2927	0,0031	0	78997
7	Поток 7	71085,83	7744,52	166,515	0,11	0	78997
8	Поток 8	71037,09	7625,11	334,03	0,73	0	78997
9	Поток 9	68062,19	0	10104,57	793,08	37,043	78997

В 2009 году компании Митсубиши Кемикалс и Шелс совместно разработали высоко-селективный процесс, который ориентирован на производство только МЭГ и название данного процесса - «ОМЕГА». Селективность процесса «ОМЕГА» не зависит от соотношения окиси этилена к воде и достигает 99,5%. Технология «ОМЕГА» интегрировал в себя два процессных блока, первый блок для получения окиси этилена окислением этилена кислородом и второй для выделения МЭГ. В блоке производства МЭГ последовательно протекает две реакции: химическая реакция окиси этилена, полученного в первом блоке, с диоксидом углерода, в результате чего образуется карбонат этилена и химическое взаимодействие карбоната этилена с водой, в результате чего образуется целевой – МЭГ и побочный продукты – диоксид углерода.

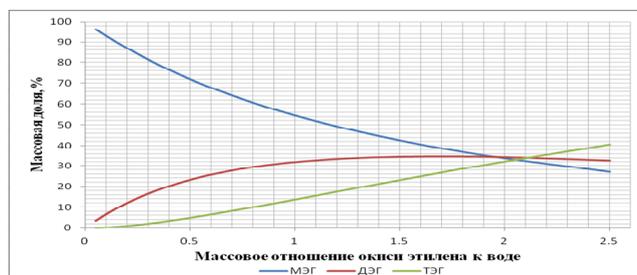


Рис. 5. Зависимость распределения гликолей в массовом соотношении от массового соотношения окиси этилена к воде

Капитальные затраты производства МЭГ по технологии «ОМЭГА» на 10% ниже, по сравнению с конвективным типом процесса, применяемого на ПАО «НИЖНЕКАМСК-НЕФТЕХИМ» и ОАО «ПЕТРОКАМ».

Реакторный блок на ОАО «ПЕТРОКАМ»

При заданных производственного и проектного количества окиси этилена и воды при помощи УПМ CHEMCAD построен профиль изменений температуры и массового расхода окиси этилена по длине реактора Р – 1 (рис. 6 и 7). Из графиков видно, что даже при наибольшем расходе окиси этилена, в проектном случае, температура в реакторе перестает расти на отметке 70 м. на длине реактора, а массовая доля окиси этилена, равной 0,001%, достигается на отметке 80 м. Последний факт говорит о неполной загруженности реакторного блока.

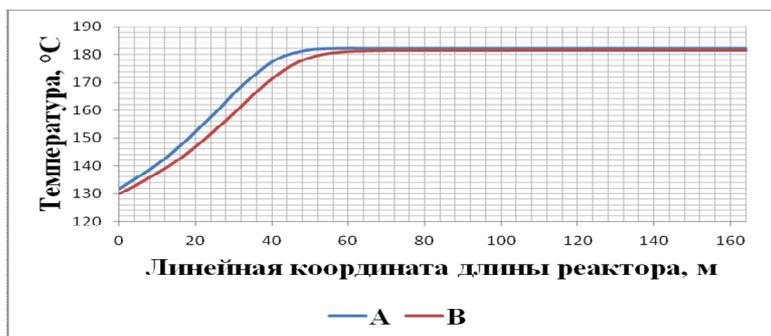


Рис. 6. Профиль температуры потока по длине реактора
А – при производственном количестве окиси этилена 7783 кг/час;
В – при регламентном количестве окиси этилена 9600 кг/час

Определен максимальный суммарный массовый расход (МСМР) окиси этилена и воды, с учетом их регламентных соотношении 9:1, который обеспечивает полную загрузку реактора до содержания окиси этилена не более 0,001% на его выходе. Максимальный суммарный массовый расход равен 193333 кг/час, из которого 19333,33 кг/час относится к окиси этилена. При этом интегральный перепад давления продуктового потока в реакторном блоке при МСМР составляет 1,9765 кгс/см².

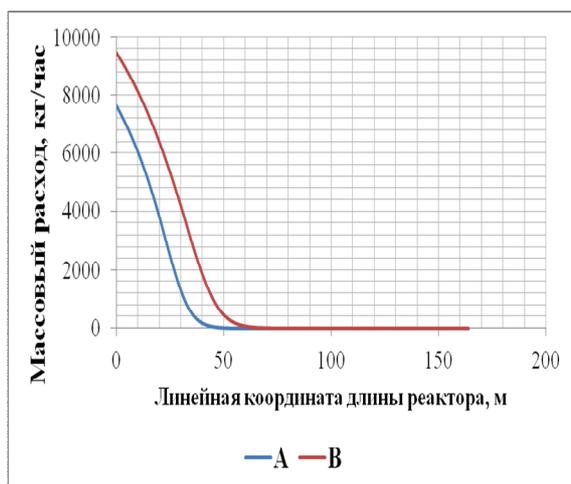


Рис. 7. Профиль массового расхода окиси этилена по длине реактора
А – при производственном количестве окиси этилена 7783 кг/час; В – при регламентном количестве окиси этилена 9600 кг/час

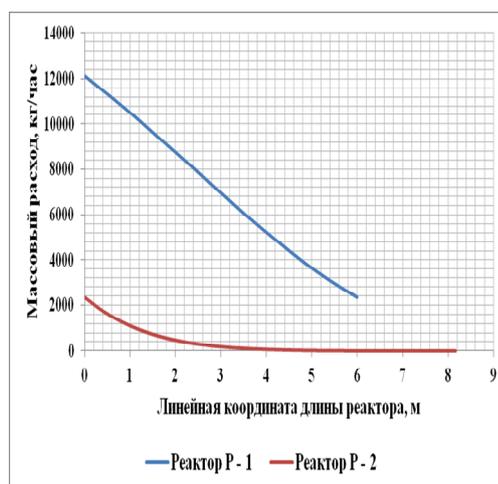


Рис. 8. Профиль массового расхода окиси этилена по длине реактора

При производственных условиях эксплуатации, конверсии окиси этилена в реакторах Р – 1 и Р – 2, равны 78,41% и 18,68%. При таких условиях построены профили изменения

массового расхода окиси этилена (рис. 8.). Профили изменения массового расхода, изображенного на рис. 8., непрерывно убывающая, это означает то, что реактора Р – 1 и Р – 2 загружены полностью.

Технологический процесс первого варианта направлен на выпуск МЭГ и побочных продуктов реакций – ДЭГ и ТЭГ. Основным условием образования ДЭГ и ТЭГ является повышенное содержание окиси этилена в реакционной смеси. Химическое образование побочных продуктов протекает с повышенным выделением тепла, что приводит к резкому нагреву продуктов реакций и реакционной смеси. На реакторном узле, в котором конверсия имеет основную долю от ее суммарной по всему узлу, необходимо организовывать теплопоглощительные системы, достаточные для избежания сильного перегрева. Поскольку при определенной степени перегрева продукты реакции начинают термически разрушаться.

Основой для определения максимальной температуры, как в реакторном блоке, так и на других блоках производства гликолей, является температура термической деструкции. Разновидности этиленгликолей начинают разлагаться при температурах своих кипения при атмосферном давлении. Как отмечено выше, наименьшей температурой кипения обладает МЭГ – 197,6 °С и опираясь на этом, на том и другом производстве температура не должна превышать 180 °С.

Технология по второму варианту настроена на выпуск только МЭГ. Для первого варианта массовая доля МЭГ на выходе из реактора – 23,59%, во втором – 12,79%.

Химическая реакция в реакторе второго варианта протекает адиабатически, без всякого теплообмена. Вся образующая теплота от реакции, в основном теплота образования МЭГ, уходит на нагрев среды до температуры не выше 181 °С.

УТИЛИЗАЦИЯ ИСПАРЯЮЩЕЙСЯ В РЕЗЕРВУАРНЫХ ПАРКАХ УГЛЕВОДОРОДНОЙ ФАЗЫ

Осипов Э.В., Нурман А.Д.*

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: eduardvosipov@gmail.com

**Кызылординский государственный университет им. Коркыт Ата, Казахстан.*

Одним из основных средств улучшения экономических и экологических показателей на нефтяных промыслах является максимальное использование имеющихся резервов за счет сокращения потерь нефти и нефтепродуктов при подготовке и транспортировке нефти [1]. Как известно, потери легких углеводородов (ЛУ) возникают в основном при сливе и наливке нефтепродуктов – «большие дыхания», и в результате суточных изменений температуры при неподвижном хранении нефти – «малые дыхания» [2]. Следует отметить, что испаряются легкие углеводороды, которые являются ценным сырьем для предприятий нефтехимического сектора промышленности.

В месторождении сырьем для участка подготовки и перекачки нефти (УППН) является газожидкостная смесь, поступающая с контрактной территории месторождения Кумколь АО «ТУРГАЙ ПЕТРОЛЕУМ» по семи коллекторам.

В табл. 1 представлен исходный состав пластового флюида по объектам разработки [3, 4].

Табл. 1. Исходный состав пластового флюида по объектам разработки

Наименование компонента	Объект № 1	Объект № 2	Объект № 3	Объект № 4
	При однократном разгазировании пластовой нефти в стандартных условиях			
	пласт. нефть	пласт. нефть	пласт. нефть	пласт. нефть
Сероводород	сл.	0,01	0,01	0,01
Углекислый газ	0,02	0,07	0,07	сл
Азот+редк. в т.ч. гелий	0,43	0,87	0,90	1,48
Метан	5,52	31,91	32,24	38,95
Этан	1,61	9,85	9,22	10,09
Пропан	3,85	9,88	8,61	8,62
<i>изо</i> -бутан	1,49	1,68	1,56	1,25
<i>n</i> -бутан	4,91	4,53	4,11	3,65
<i>изо</i> -пентан	2,26	1,38	1,42	1,30
<i>n</i> -пентан	3,81	2,11	2,08	1,94
Неопентан	0,01	0,04	-	-
<i>ц</i> – пентан	0,13	0,14	0,14	0,14
2,3-ДМбутан	0,96	0,74	0,66	0,75
3 Мпентан	0,51	0,39	0,42	0,48
<i>n</i> -гексан	2,47	2,22	1,81	2,47
Мц-пентан	0,69	0,67	0,55	0,79
2,2-ДМ-пентан	-	-	-	-
циклогексан	0,99	1,03	0,83	1,22
Сум I – гептан	1,73	1,53	1,72	1,73
<i>n</i> -гептан	2,30	1,79	1,68	2,47
Мц-гексан	2,31	1,96	2,63	2,88
Ост. (C ₈ и выше)	64,00	27,20	29,34	19,78

Математическая модель блока

Испарения углеводородов из нефти происходит за счет взаимодействия сырья с атмосферным воздухом, находящимся или поступающим в резервуар.

Количество воздуха, находящегося в резервуаре, зависит от его геометрических размеров, типа нефти и её количества в резервуаре. Если известны размеры и уровень нефти в резервуаре, то количество воздуха можно подсчитать по следующей формуле:

$$m = \frac{\pi D^2}{4} \left(\rho_v (H - H_n) + \frac{h}{3} \right) \quad (1)$$

где: D – диаметр резервуара; ρ_v – плотность воздуха; H и H_n – высота цилиндрической части и уровень нефти в резервуаре соответственно;
h – высота крыши резервуара.

Для снижения потерь ЛУ предполагается использовать следующую схему: образовавшуюся газовую фазу откачивать жидкостно-кольцевым компрессором (ЖКК), выхлоп которого возвращать обратно в резервуары для поддержания небольшого избыточного давления. В качестве рабочей жидкости предполагается использовать газовый бензин с блока стабилизации нефти. Срабатывание ЖКК будет осуществляться при превышении заданного давления на манометре, установленного на всасывании компрессора. Принципиальная схема предлагаемого решения представлена на рис. 1.

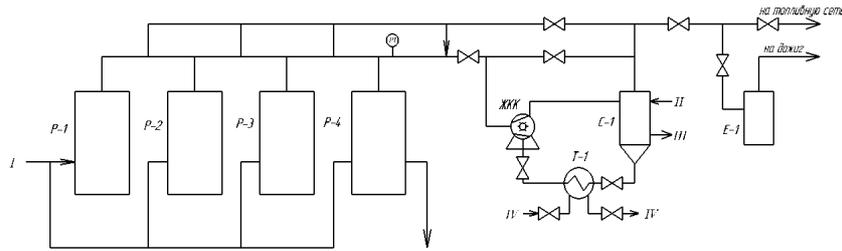


Рис. 1. Технологическая схема процесса

Для моделирования предложенной схемы в УМП ChemCad была синтезирована расчётная модель, в которой использовались следующие модули – Flash (расчёт однократного испарения), Mixer (смеситель), Compressor (Компрессор), Divider (делитель); Heat Exchanger (теплообменник).

Для расчёта процесса испарения нефти из резервуара при контакте с воздухом использовался модуль Flash, в котором задавались температура и давление, соответствующие условиям хранения нефти в резервуаре.

Материальный баланс процесса ОИ для любого i -го компонента многокомпонентной смеси при условии, что паровая фаза находится в равновесии с жидким остатком состава, запишется в виде (2):

$$\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n \frac{x_{if}}{1 + e(K_i - 1)} \quad (2)$$

где x_{if} , x_i – мольные доли i -го компонента в жидком сырье, в полученных жидкой и паровой фазах соответственно; e – мольная доля пара (доля отгона); n – число компонентов жидкой смеси; K_i – константа фазового равновесия.

Модель блока, синтезированная с использованием ChemCAD, представлена на рис. 2.

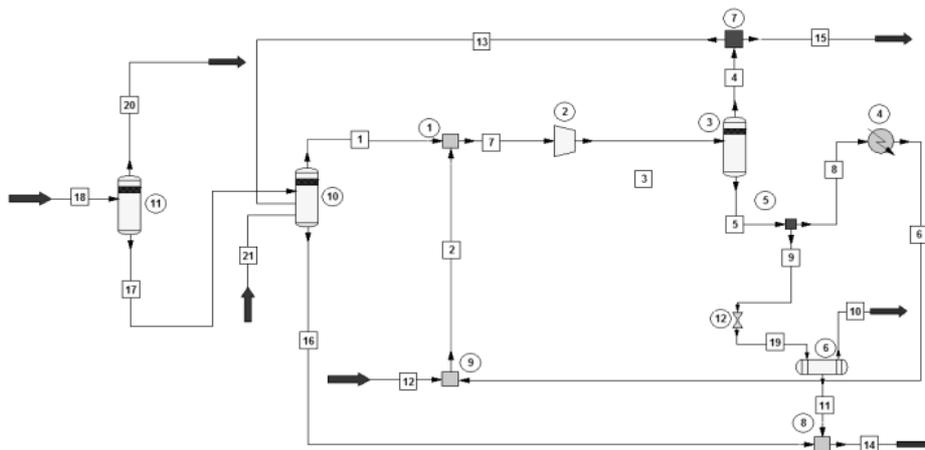


Рис. 2. Синтезированная модель жидкостно-кольцевого компрессора

Исходная нефть (поток 18), состав которой соответствует таблице 1, поступает в сепаратор 11 (Module Flash), и тем самым моделируется процесс отделения из нефти растворенных в ней газов. Дегазированная нефть (поток 17), поступает в сепаратор 10, в котором при взаимодействии с воздухом часть легких фракций испаряются и уходят в атмосферу. В модели это явление учитывается путем подачи в сепаратор 10 потока 21, который по составу соответствует атмосферному воздуху.

Модель жидкостно-кольцевого компрессора идентична моделям, изложенным в [3, 6].

Экспериментальная часть

Количество среды, поступающей на всасывание в компрессор, находится в прямой зависимости от количества воздуха, находящегося в резервуаре. Это количество зависит от типа резервуара, его геометрических размеров и условий эксплуатации [5].

Исходя из условий месторождения Кумколь АО «ТУРГАЙ ПЕТРОЛЕУМ» расход потока 21, рассчитанный по формуле (1) был принят 800 кг/час. Параметры и состав потока на всасывание в компрессор представлены в табл. 2.

Результаты и их обсуждение

На расчетной модели был проведен численный эксперимент, целью которого было определение количества и состава среды, поступающей на всасывание в компрессор.

Табл. 2. Параметры и составы потоков

Свойство входного потока	Входной поток
Температура, °C	31,858
Давление, бар	1
Доля пара	1
Энтальпия, МДж/ч	-852,5917
Общий расход	1180,142
Компонент	Массовая доля
Сероводород	0.0006470375
Углекислый газ	5.613469e-005
Азот	0.003142691
Метан	0.1080334
Этан	0.04939848
Пропан	0.02580893
изо-бутан	0.003564249
н-бутан	0.004713926
изо-пентан	0.0009515636
н-пентан	0.0006959058
Неопентан	3.224365e-005
ц – пентан	7.746722e-005
2,3-ДМ-бутан	0.0001333198
3-М-пентан	0.0001245084
Воздух	0.5904315
NBP69C	0.1346816
NBP82C	0.03310566
NBP95C	0.01943876
NBP108C	0.01144056
NBP121C	0.006428196
NBP134C	0.003448636
NBP147C	0.001741753
NBP160C	0.0009187759
NBP173C	0.0004842882
NBP186C	0.0002458738
NBP199C	0.0001241902
NBP212C	6.451855e
NBP225C	3.306967e
NBP238C	1.659856e
NBP251C	8.293537e
NBP264C	4.127915e
NBP277C	2.030308e
NBP290C	1.068719e
NBP303C	5.06472e

По данным таблицы 2, из резервуара испаряются 380 кг/час легких углеводородных фракций, что отрицательно сказывается на экологической ситуации в районе месторождения и наносят экономические убытки предприятию.

Общий вид установки представлен на рис. 3.

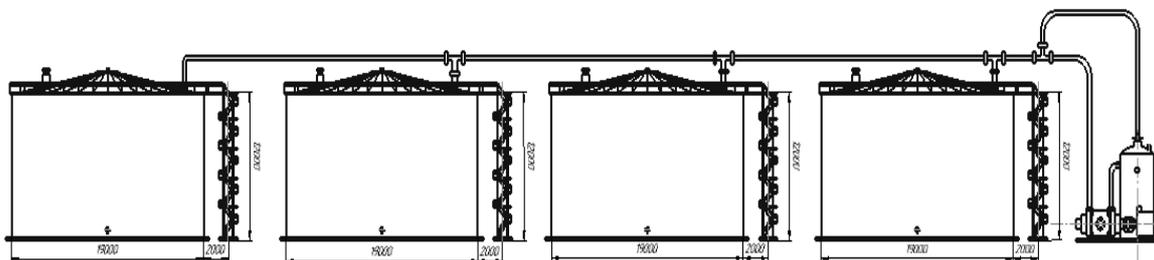


Рис. 3. Общий вид установки

Откачка образовавшейся газожидкостной смеси жидкостно-кольцевым компрессором, позволяет избежать этих потерь. Использование в качестве рабочей жидкости нефти, которая имеет наибольшее термодинамическое родство с откачиваемой смесью позволяет снизить затраты [7, 8] на проведение процесса.

Для поддержания требуемого давления в резервуаре выхлоп жидкостно-кольцевого компрессора предполагается через дроссель возвращать обратно в резервуар.

Выводы

1. В УМП ChemCAD разработана математическая модель процесса испарения легких углеводородов из нефти в резервуар.
2. На модели был проведен численный эксперимент, в ходе которого было определено количество целевых нефтяных фракций.
3. Предложена схема утилизаций газовой фазы из резервуара жидкостно-кольцевым компрессором.
4. В качестве рабочей жидкости в компрессоре предполагается использовать газовый бензин, что повысит термодинамические условия для конденсации газовой смеси в резервуаре.

Литература

- [1] Шаммазов А.М., Коршак А.А. Основы нефтегазового дела: учебник для вузов. – Уфа: ООО «Дизайн Полиграф Сервис», 2001. – 544 с.
- [2] Зарипов А.Г. Комплексная подготовка продукции нефтегазодобывающих скважин. – Т. 1. - М.: Изд-во МГГУ, 1996 – 215 с.
- [3] Учебное пособие «Sterling Sihi», Германия. С.1-9.
- [4] Технологический регламент. АО «ТУРГАЙ ПЕТРОЛЕУМ». Кызылорда. 2012. С.5-6.
- [5] Осипов Э.В. Энергосберегающая технология создания вакуума в ректификационной колонне установки АВТ / Э.В. Осипов, Э.Ш. Теляков, К.С. Садыков, Х.С. Шоипов и др. // Мир нефтепродуктов. Вестник нефтяных компаний. М.: «Техинформ» МАИ. 2011. №12, -С. 31-35
- [6] Осипов Э.В. Модернизация вакуумсоздающих систем установок ректификации мазута / Э.В. Осипов, Э.Ш. Теляков, С.И. Поникаров // Бутлеровские сообщения. 2011. Т.28. №20, -С. 109-115.

- [7] Осипов Э.В. Системное моделирование установок вакуумной ректификации / Э.В. Осипов, Э.Ш. Теляков, С.И. Поникаров // Бутлеровские сообщения. 2011. Т.28. №20., -С. 81-88
- [8] Осипов Э.В. Влияние наличия в откачиваемых смесях легких углеводородов на производительность жидкостно-кольцевого вакуумного насоса (ЖКВН) // Э.В. Осипов, Ф.М. Сайрутдинов, К.С. Садыков, Э.Ш. Теляков // Вестник Казанского технологического университета. №13; Федер. агентство по образованию, Казань. гос. технол. ун-т. - Казань: КГТУ, 2012. -С. 158-163.

СИСТЕМНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ АППАРАТУРНОГО ОФОРМЛЕНИЯ РЕАКТОРНОГО БЛОКА ПОЛУЧЕНИЯ ЭТИЛЕНГЛИКОЛЕЙ

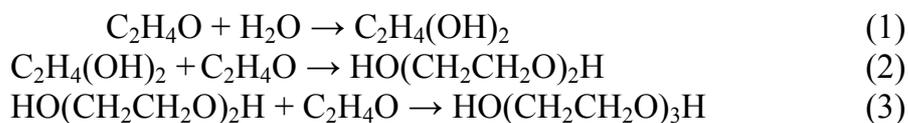
Латыпов Р.М. *, Осипов Э.В., Теляков Э.Ш.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

**ОАО “ТАНЕКО”*

E mail: eduardvosipov@gmail.com

Традиционный способ получения этиленгликолей основан на некаталитической термической гидратации окиси этилена (ОЭ) водой (H₂O) с последующим разделением гликолевой смеси на товарные фракции путем выпарки и ректификация. В процессе гидратации протекают несколько последовательно – параллельных реакций, приводящих к образованию ряда гликолевых соединений: моноэтиленгликоля (МЭГ), диэтиленгликоля (ДЭГ) и триэтиленгликоля (ТЭГ). Стехиометрические уравнения указанных реакций записываются в виде (1)-(3):



Невзирая на относительную простоту вышеприведенного описания химизма процесса производства гликолей, аппаратурно – технологическое оформление реакторного блока данного процесса на разных предприятиях отрасли характеризуется заметными различиями. Это должно отражаться, естественно, и на технико-экономических показателях (ТЭП) этих производств. При аппаратурном оформлении процесса решаются две основные задачи: поддержание заданного (оптимального) температурного режима и обеспечение гидродинамических условий в реакционной аппаратуре, обеспечивающих максимальный выход целевого продукта (МЭГ).

В настоящей работе для анализа были выбраны два варианта оформления процесса, используемые на отечественных предприятиях.

1-ый вариант аппаратурного оформления реакторного блока

Принципиальная технологическая схема, соответствующая данному варианту оформления, представлена на рис. 1.

Свежий ОЭ поступает в емкость Е - 1 и насосом Н – 1 откачивается в смеситель Е – 3. Сюда же поступает среда из емкости Е – 2, в которой производится смешение химически очищенной воды (сырье) и слабо концентрированного водногликолевого раствора, поступающего в реакторный блок рециклом из блока разделения прореагировавшей массы на целевые продукты. Реакционная смесь из смесителя Е – 3 поступает в трубное пространство теплообменника Т – 1, где подогревается до температуры 140°С. При этой температуре в теплообменнике Т – 1 уже начинается реакция гидратации ОЭ (первая сту-

пень). За счет экзотермичности процесса реакционная смесь на выходе из Т – 1 нагревается до температуры 150°C, после чего поступает в реактор Р – 1 трубчатого типа. В реакторе Р – 1 происходит превращение основной части ОЭ в гликоли. Реакционная масса из реактора Р – 1 поступает в реактор Р – 2 объемного типа, где происходит выдержка смеси для окончательного завершения реакции гидратации. Химическое превращение ОЭ в реакторах Р – 1 и Р – 2 проводится под давлением не более 2,0 МПа и при температуре не более 180°C. Для обеспечения максимального выхода МЭГ в смесителе Е - 3 поддерживается массовое соотношение ОЭ к воде 1 : 4,5±0,9.

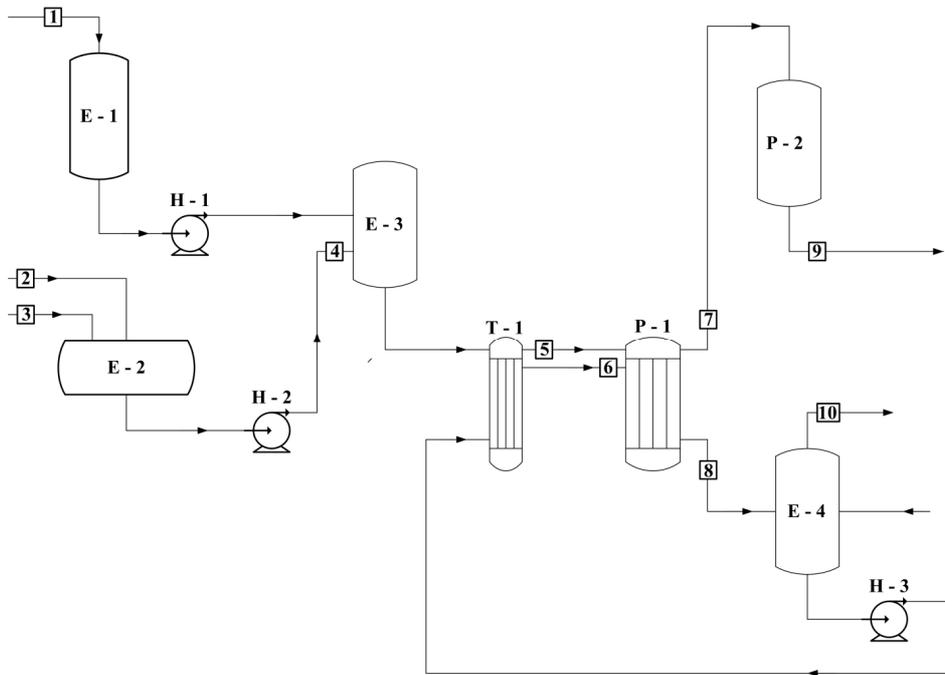


Рис. 1. Принципиальная технологическая схема блока гидратации ОЭ (1-ый вариант)

Для поддержания требуемого температурного режима в аппаратах Т – 1 и Р – 1 используется один и тот же теплоноситель – паровой конденсат давлением 0,3 МПа. В теплообменнике Т – 1 конденсат выступает в качестве греющего агента, а в реакторе Р – 1 – в качестве хладагента. Необходимая температура конденсата обеспечивается за счет смешения циркулирующего конденсата (насос Н – 3) со свежим потоком конденсата в емкости Е – 4. Также в определенных случаях для увеличения выхода ДЭГ и ТЭГ технологической схемой предусмотрена организация рецикловых потоков товарных МЭГ и ДЭГ в емкость Е – 2. В табл. 1. приведены регламентные характеристики материальных потоков.

2-ой вариант аппаратного оформления реакторного блока

Принципиальная технологическая схема, соответствующая второму варианту аппаратного оформления, представлена на рис. 2.

Окись этилена (сырье) и водногликолевый раствор из емкости Е – 1 (рецикл) насосами Н – 1 и Н – 2 закачиваются в смеситель С – 1. Емкость Е – 1 подпитывается свежей обессоленной (химически очищенной) водой или водяным конденсатом, а также водногликолевым раствором (содержание гликолей не более 0,2 % масс.), поступающим в реакционный блок из блока разделения реакционной массы. Смесь сырьевых потоков из смесителя С – 1 поступает в ряд последовательно соединенных кожухотрубчатых теплообменников Т – 1, Т – 2 и Т – 3, в которых подогревается до температур 71 °С, 114 °С и 130 °С соответственно. В качестве теплоносителей используются водногликолевый конденсат из блока разделения (Т – 1) и свежий водяной пар давлением 0,1 МПа (Т – 2) и 0,45 МПа

(Т – 3). Подогретое сырье из С – 3 поступает в адиабатический реактор Р – 1 (представляющий собой U – образную трубу), в котором протекает реакция гидратации. Давление в реакторе поддерживается в пределах 1,2-1,4 МПа. Температура реакционной массы, отходящей из реактора, находится в пределах 179-181 °С. Регламентное массовое соотношение ОЭ к воде составляет 1 : 9, т.е. в 2 раза больше, чем для предыдущей схемы (вариант 1). В табл. 2. приведены регламентные характеристики материальных потоков для рассматриваемой схемы.

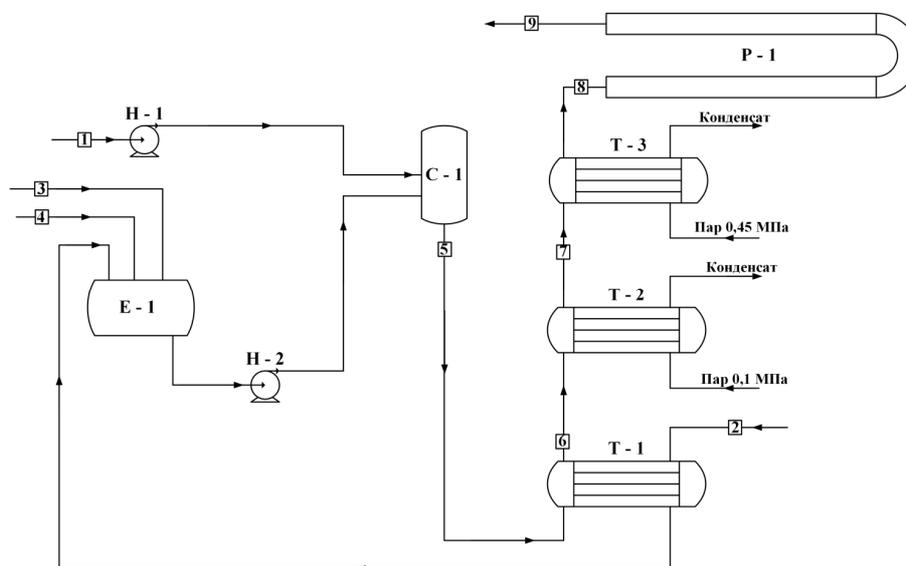


Рис. 2. Принципиальная технологическая схема блока гидратации ОЭ (2-ой вариант)

Для оценки ТЭП каждого из представленных выше вариантов проведения процесса, в универсальной моделирующей программе CHEMCAD (УМП) была синтезирована расчетная модель реакторного блока, спецификации модулей которой выбирались в соответствии с положениями, приведенными ниже.

Химические реакции превращения окиси этилена в моноэтиленгликоль, а также в его производные, протекают только в прямом направлении. Для химической реакции, описываемой стехиометрическим уравнением,



скорость реакций выражается равенством

$$v = k \cdot [C_A]^n \cdot [C_B]^m \quad (5)$$

где, k – константа скорости химической реакции, 1/сек;

C_A – мольная концентрация реагента А, моль/м³;

C_B – мольная концентрация реагента В, моль/м³;

C_C – мольная концентрация продукта С, моль/м³;

n – количество молей реагента А, вступающего в реакцию;

m – количество молей реагента В, вступающего в реакцию;

l – количество молей продукта С.

Константа скорости химической реакции выражается равенством

$$k = A \cdot \exp\left(-\frac{E_A}{RT}\right) \quad (6)$$

где, A – предэкспонентциальный множитель, характеризующий количество соударений молекул, в результате чего возникает реакция, л/(кмоль·сек);

E_A – энергия активации, кДж/кмоль.

Для химических реакций (1)-(3), описывающих процес получения гликолей, для описании кинетики определен первый порядок реакции записанный по основному действующему веществу (ОЭ). Это объясняется тем, что вода в уравнении (1), также как и гликоли в уравнениях (2) и (3), находятся в большом избытке по отношению к ОЭ:

$$\vartheta = k \cdot [C_A] \quad (7)$$

Постоянные A и E_A константы скорости для каждой химической реакции приведены в табл. 1.

Табл. 1. Постоянные константы скорости химической реакции

№ п/п	Наименование продукта химической реакции	Предэкспонентциальный множитель A , л/(моль·сек)	Энергия активации E_A , кДж/моль
1	МЭГ	957960	78,3
2	ДЭГ	2011720	78,3
3	ТЭГ	2107510	78,3

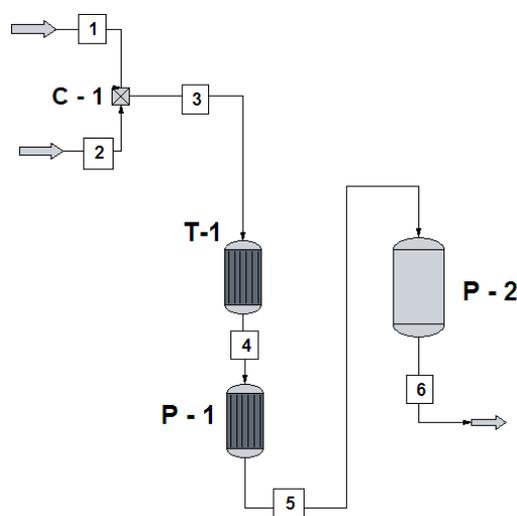


Рис. 3. Расчетная схема для первого варианта. **Оборудования:** С – 1 – смеситель; Т – 1 – подогреватель; Р – 1 – реактор трубчатого типа; Р – 2 – реактор объемного типа. **Потоки:** 1 – окись этилена; 2 – рецикловая водногликолевая смесь; 3 – шихта; 4, 5 – межступенчатая смесь; 6 – конечный продукт реакции

При составлении расчетной модели необходимо правильно выбрать модули, в которых моделируется исследуемый процесс. В опциях УМП CHEMCAD доступно четыре вида модели реактора: кинетический (KINETIC REACTOR), стехиометрический (STOICHIOMETRIC REACTOR), реактор Гиббса (GIBBS REACTOR) и равновесный (EQUILIBRIUM REACTOR). Большими достоинствами, среди четырех реакторных моделей, обладает кинетический реактор, такие как: существует возможность выполнять как проектные, так и поверочные расчеты; позволяет выбирать тип реактора – идеального вытеснения (ИВ) и идеального смешения (ИС).

В среде CHEMCAD для технологической схемы, изображенного на рис. 1, составлена расчетная схема (рис. 3). Рабочие давления и изменение температуры по длине аппарата заполнялись исходя из производственных данных. В теплообменнике Т – 1 уже протекает процесс гидрирования и на его выходе в потоке уже присутствуют продукты реакции. В УМП для теплообменника Т – 1 применен модуль трубчатого реактора. Реактора Р – 1 и Р – 2, конструктивно представляют собой реактора трубчатого и объемного типа. В опциях

УМП для реакторов Р – 1 и Р – 2 выбраны типы идеального вытеснения и идеального смешения.

Табл. 2. Рассчитанные количественные оценки потоков схемы указанной на рис. 2

№ п/п	Номер потока	Вода	ОЭ	МЭГ	ДЭГ	ТЭГ	Итого
1	Поток 3	79,16	20,84	0	0	0	100
2	Поток 4	78,92	20,225	0,85	0,005	0	100
3	Поток 5	72,83	3,89	19,94	3,07	0,28	100
4	Поток 6	71,51	0,0007	23,59	4,4	0,486	100
		Массовый расход, кг/час					кг/час
1	Поток 3	47500	12500	0	0	0	60000
2	Поток 4	47351,58	12135,84	509,59	2,98	0,0097	60000
3	Поток 5	43695,29	2335,103	11963,61	1840,397	165,6	60000
4	Поток 6	42907,13	0,45	14157,51	2642,85	292,08	60000

Анализируя полученные расчетные данные по табл. 2. степень конверсии в реакторе Р – 1 имеет наибольшую величину – 78,41%, а в теплообменнике Т – 1 и реакторе Р – 2 – 2,91% и 18,68%. Существующая схема гидратации обеспечивает полное превращение реагента, которая объясняется интегральной степенью конверсии равной 100%.

Результаты по сопоставлению величин полученных расчетным способом с производственными указаны в табл. 3.

Табл. 3. Сопоставление расчетных оценок параметров с производственными

№ п/п	Наименование параметра	Производственная	Расчетная
		оценка	оценка
1	Содержание ОЭ в потоке 6, масс. (%)	0,001	0
2	Содержание МЭГ в потоке 6, масс. (%)	23,7	23,78
3	Содержание ДЭГ в потоке 6, масс. (%)	6,2	4,26

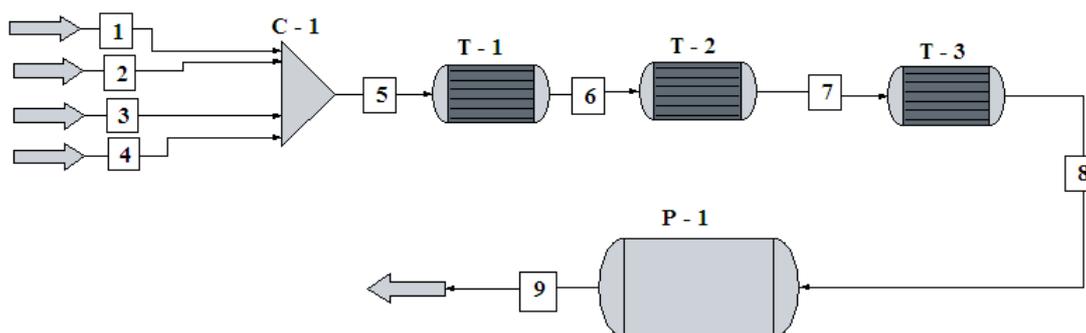


Рис. 4. Расчетная схема для второго варианта. **Оборудования:** С – 1 – смеситель; Т – 1, Т – 2, Т – 3 – подогреватель; Р – 1 – реактор трубчатого типа. **Потоки:** 1 – окись этилена; 2 – водяной конденсат; 3, 4 – рецикловая водногликолевая смесь с содержанием гликолей 0,2 % (масс.); 5 – шихта; 6, 7, 8 – межступенчатая смесь; 9 – конечный продукт реакции

Анализируя данные в табл.6 можно сделать о том, что математическая модель блока гидрирования составленного в CHEMCAD адекватна и ее можно применять в дальнейших исследовательских целях.

Расчетная схема реакторного блока гидратации окиси этилена применяемого на ОАО «ПЕТРОКАМ» изображена на рис.4.

Для подогревателей Т – 1, Т – 2, Т – 3, в которых протекает целевая химическая реакция, как и в первом варианте, использован реакторный модуль трубчатого типа. Рабочие эксплуатационные и конструктивные характеристики аппаратов, необходимые для идентификации – поверочного расчета, приведены в табл. 2 и 4. Для реактора Р – 1 выбран адиабатический режим работы, то есть без теплообмена.

Анализируя полученные расчетные данные интегральная степень конверсии всей системы равна 100%, основная доля равной – 97,97% обеспечивается реактором Р – 1. В подогревателях Т – 1, Т – 2 и Т – 3 производные степени конверсии равны 0,017%, 0,483% и 1,53%.

При помощи математической модели в среде CHEMCAD получена зависимость (рис.5.) распределения выхода гликолей от массового соотношения окиси этилена к воде. Кривые распределения гликолей показывают то, что с увеличением концентрации окиси этилена в смеси, селективность химической реакции падает, что способствует выходу побочных продуктов, таких ДЭГ и ТЭГ. С другой стороны увеличение содержания воды ведет к увеличению эксплуатационных затрат.

Табл. 4. Рассчитанные количественные оценки потоков схемы 2

№ п/п	Номер потока	Вода	ОЭ	МЭГ	ДЭГ	ТЭГ	Итого
1	Поток 1	0	100	0	0	0	100
2	Поток 2	100	0	0	0	0	100
3	Поток 3	99,8	0	0,2	0	0	100
4	Поток 4	99,8	0	0,2	0	0	100
5	Поток 5	90	9,85	0,15	0	0	100
6	Поток 6	90	9,85	0,15	0	0	100
7	Поток 7	89,98	9,8	0,21	0	0	100
8	Поток 8	89,92	9,65	0,42	0	0	100
9	Поток 9	86,16	0	12,79	1	0,05	100
Массовый расход, кг/час							
1	Поток 1	0	7783	0	0	0	7783
2	Поток 2	15000	0	0	0	0	15000
3	Поток 3	4747,49	0	9,51	0	0	4757
4	Поток 4	51354,09	0	102,91	0	0	51457
5	Поток 5	71101,56	7783	112,428	0	0	78997
6	Поток 6	71101,01	7781,671	114,2927	0,0031	0	78997
7	Поток 7	71085,83	7744,52	166,515	0,11	0	78997
8	Поток 8	71037,09	7625,11	334,03	0,73	0	78997
9	Поток 9	68062,19	0	10104,57	793,08	37,043	78997

В 2009 году компании Митсубиши Кемикалс и Шелс совместно разработали высоко-селективный процесс, который ориентирован на производство только МЭГ и название данного процесса – «ОМЕГА». Селективность процесса «ОМЕГА» не зависит от соотношения окиси этилена к воде и достигает 99,5%. Технология «ОМЕГА» интегрировал в себя два процессных блока, первый блок для получения окиси этилена окислением этилена кислородом и второй для выделения МЭГ. В блоке производства МЭГ последовательно протекает две реакции: химическая реакция окиси этилена, полученного в первом блоке, с диоксидом углерода, в результате чего образуется карбонат этилена и химическое взаимодействие карбоната этилена с водой, в результате чего образуется целевой – МЭГ и побочный продукты – диоксид углерода.

Капитальные затраты производства МЭГ по технологии «ОМЭГА» на 10% ниже, по сравнению с конвективным типом процесса, применяемого на ПАО «НИЖНЕКАМСК-НЕФТЕХИМ» и ОАО «ПЕТРОКАМ».

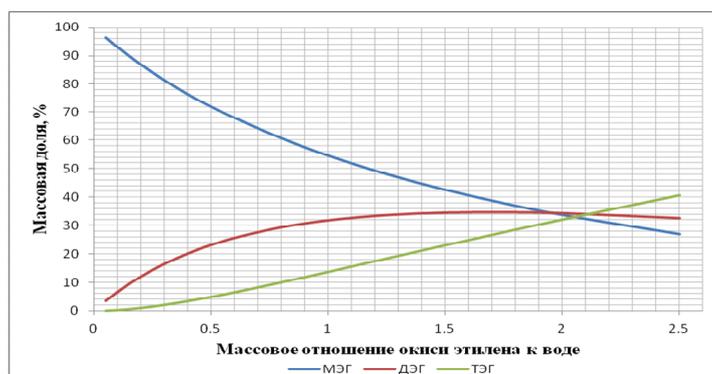


Рис. 5. Зависимость распределения гликолей в массовом соотношении от массового соотношения окиси этилена к воде

Реакторный блок на ОАО «ПЕТРОКАМ»

При заданных производственного и проектного количества окиси этилена и воды при помощи УПМ CHEMCAD построен профиль изменений температуры и массового расхода окиси этилена по длине реактора Р – 1 (рис. 6 и 7). Из графиков видно, что даже при наибольшем расходе окиси этилена, в проектном случае, температура в реакторе перестает расти на отметке 70 м. на длине реактора, а массовая доля окиси этилена, равной 0,001%, достигается на отметке 80 м. Последний факт говорит о неполной загруженности реакторного блока.

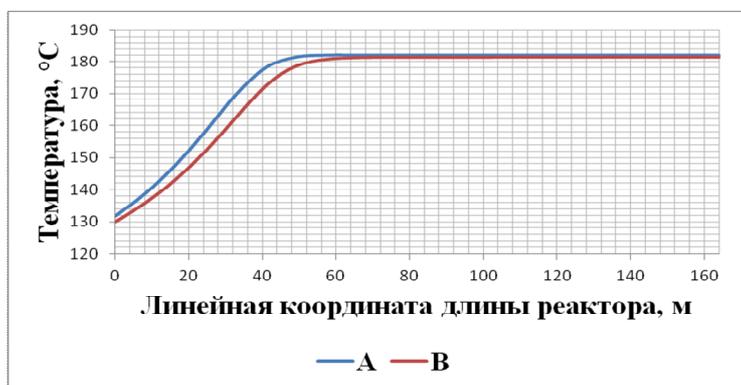


Рис. 6. Профиль температуры потока по длине реактора
А – при производственном количестве окиси этилена 7783 кг/час;
В – при регламентном количестве окиси этилена 9600 кг/час

Определен максимальный суммарный массовый расход (МСМР) окиси этилена и воды, с учетом их регламентных соотношении 9:1, который обеспечивает полную загрузку реактора до содержания окиси этилена не более 0,001% на его выходе. Максимальный суммарный массовый расход равен 193333 кг/час, из которого 19333,33 кг/час относится к окиси этилена. При этом интегральный перепад давления продуктового потока в реакторном блоке при МСМР составляет 1,9765 кгс/см².

При производственных условиях эксплуатации, конверсии окиси этилена в реакторах Р – 1 и Р - 2, равны 78,41% и 18,68%. При таких условиях построены профили изменения

массового расхода окиси этилена (рис. 8). Профили изменения массового расхода, изображенного на рис.8., непрерывно убывающая, это означает то, что реактора Р – 1 и Р – 2 загружены полностью.

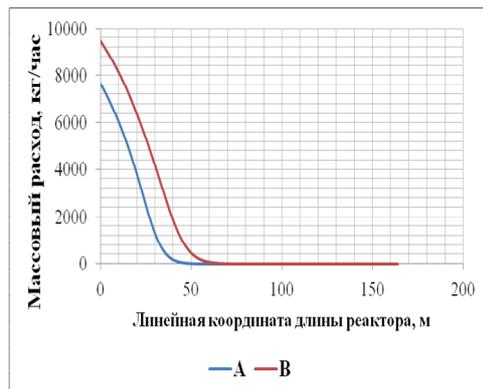


Рис. 7. Профиль массового расхода окиси этилена по длине реактора. А – при производственном количестве окиси этилена 7783 кг/час; В – при регламентном количестве окиси этилена 9600 кг/час

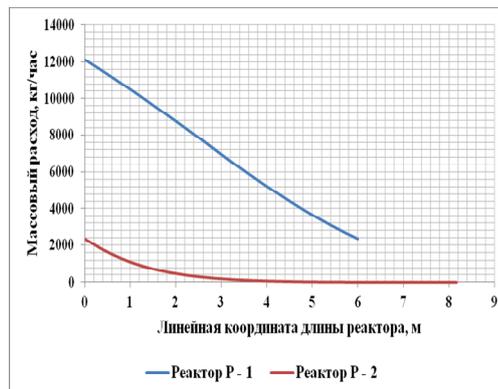


Рис. 8. Профиль массового расхода окиси этилена по длине реактора

Технологический процесс первого варианта направлен на выпуск МЭГ и побочных продуктов реакций – ДЭГ и ТЭГ. Основным условием образования ДЭГ и ТЭГ является повышенное содержание окиси этилена в реакционной смеси. Химическое образование побочных продуктов протекает с повышенным выделением тепла, что приводит к резкому нагреву продуктов реакций и реакционной смеси. На реакторном узле, в котором конверсия имеет основную долю от ее суммарной по всему узлу, необходимо организовывать теплопоглощающие системы, достаточные для избежания сильного перегрева. Поскольку при определенной степени перегрева продукты реакции начинают термически разрушаться.

Основой для определения максимальной температуры, как в реакторном блоке, так и на других блоках производства гликолей, является температура термической деструкции. Разновидности этиленгликолей начинают разлагаться при температурах своих кипения при атмосферном давлении. Как отмечено выше, наименьшей температурой кипения обладает МЭГ – 197,6 °С и опираясь на этом, на том и другом производстве температура не должна превышать 180 °С.

Технология по второму варианту настроена на выпуск только МЭГ. Для первого варианта массовая доля МЭГ на выходе из реактора – 23,59%, во втором – 12,79%.

Химическая реакция в реакторе второго варианта протекает адиабатически, без всякого теплообмена. Вся образующая теплота от реакции, в основном теплота образования МЭГ, уходит на нагрев среды до температуры не выше 181 °С.

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ КОРРОЗИИ БЕТОНА НА СТАДИЯХ ОЦЕНКИ БЕЗОПАСНОСТИ И ДОЛГОВЕЧНОСТИ ЗДАНИЙ И СООРУЖЕНИЙ

Хрунов В.А., Караваев И.В.

Ивановский государственный политехнический университет

E-mail: hrunovkss@gmail.com

В наступившем XXI столетии среди строительных материалов бетон, как и прежде, является основным материалом для возведения ответственных сооружений и конструкций. Область применения бетона весьма обширна - от плотин гидроэлектростанций, несущих и ограждающих конструкций зданий до дорожных покрытий и железнодорожных шпал. Здания и сооружения, возводимые из бетона и железобетона, в процессе эксплуатации подвержены интенсивному воздействию различных агрессивных сред, являющиеся причиной коррозионного разрушения.

Определение скорости коррозии бетона вызывает значительные трудности, в связи с тем, что на кинетику процесса воздействуют многочисленные факторы. При решении таких задач используют теорию математического моделирования, в результате чего получают безразмерные комплексы, выражающие химическую и физическую сущность явлений, позволяющие свести экспериментальные работы к изучению всего 2÷3 комплексных факторов.

Методы математического моделирования при исследовании процессов коррозии бетона на практике применяются недостаточно широко, хотя их преимущества очевидны. Применение математических моделей позволяет экономически обоснованно назначать средства защиты и устанавливать сроки их применения.

С точки зрения теории химических процессов основные «события» происходят в диффузионно-кинетической области. В этих условиях разработка математических моделей процессов коррозии бетона базируется на физических моделях диффузии переносимых компонентов в пористой структуре бетона и математическом аппарате краевых задач массопереноса с использованием дифференциальных уравнений в частных производных параболического типа.

Под общим руководством академика РААСН С.В. Федосова специалистами его научной школы разработан и апробирован ряд математических моделей жидкостной коррозии цементных бетонов. В работах [1-3], посвященных моделированию коррозионной деструкции, протекающей по механизму I вида в условиях ограниченного объема жидкой среды, показано, что математически эта задача может быть представлена уравнениями:

$$\frac{\partial C(x,\tau)}{\partial \tau} = k \cdot \frac{\partial^2 C(x,\tau)}{\partial x^2}, \tau > 0, 0 \leq x \leq \delta. \quad (1)$$

Начальное условие:

$$C(x,\tau)|_{\tau=0} = C(x,0) = C_0. \quad (2)$$

Граничные условия:

$$\frac{\partial C(0,\tau)}{\partial x} = 0; \quad (3)$$

$$k \cdot \frac{\partial C(\delta,\tau)}{\partial x} = \beta [C_p(\tau) - C(\delta,\tau)], \quad (4)$$

где $C(x,\tau)$ – концентрация свободного $\text{Ca}(\text{OH})_2$ в бетоне в момент времени τ в произвольной точке с координатой x , в пересчете на CaO , кг $\text{CaO}/\text{кг}$ бетона;
 C_0 – концентрация свободного $\text{Ca}(\text{OH})_2$ в бетоне в начальный момент времени в

произвольной точке с координатой x , в пересчете на CaO , кг $\text{CaO}/\text{кг}$ бетона;
 $C_p(\tau)$ – равновесная концентрация на поверхности твердого тела, кг $\text{CaO}/\text{кг}$ бетона;
 k – коэффициент массопроводности в твердой фазе, $\text{м}^2/\text{с}$; δ – толщина стенки конструкции, м ; x – координата, м ; τ – время, с ; β – коэффициент массоотдачи в жидкой среде, $\text{м}/\text{с}$.

Согласно закону сохранения массы, поток массы вещества, выходящего с поверхности бетона, должен быть равен количеству вещества, прибывающему в жидкую фазу:

$$-S \cdot \rho_b \cdot k \cdot \frac{\partial C(\delta, \tau)}{\partial x} = V_{жс} \cdot \rho_{жс} \cdot \frac{\partial C_{жс}(\tau)}{\partial \tau}, \quad (5)$$

где левая часть - количество переносимого компонента через внутреннюю поверхность резервуара S , м^2 ; правая часть – приращение массы компонента в объеме $V_{жс}$ резервуара, м^3 ; ρ_b , $\rho_{жс}$ – плотности бетона и жидкости, соответственно, $\text{кг}/\text{м}^3$. Знак «минус» указывает на уменьшение концентрации компонента в бетоне.

Уравнение (1) является классической записью параболического дифференциального уравнения массопроводности (диффузии в твердом теле). Выражение (2) - начальное условие задачи, показывающее, что в начальный момент взаимодействия жидкости и бетона, например начало заливки резервуара, концентрация свободного гидроксида кальция по толщине бетонной конструкции равномерна. Граничное условие (3) относится к внешней границе конструкции и называется условием непроницаемости, показывая, что через наружную поверхность бетона переносимый компонент не уходит. Граничное условие (4) характеризует условие массопереноса через границу раздела фаз твердое тело – жидкость. Изнутри к поверхности тела целевой компонент переносится посредством массопроводности, а от границы переносится в жидкость посредством массоотдачи естественной конвекцией в жидкой фазе. Дифференциальное уравнение (5) представляет собой материальный баланс переносимого компонента, так как его левая часть отражает значение плотности потока массы вещества, поступающего из внутренних слоев бетона к межфазной границе, а правая часть показывает количество вещества, поступающего в результате массопереноса в объем жидкости.

Отличительной особенностью математической модели (1)-(4) является не постоянство величины равновесной концентрации на поверхности твердого тела C_p , а ее зависимость от концентрации компонента в жидкой фазе $C_{жс}$. Простейшей формой этой зависимости является закон Генри:

$$C_p(\tau) = m C_{жс}(\tau), \quad (6)$$

где m – константа Генри, кг жидкости / кг бетона.

Уравнение (6) характеризует изотерму адсорбции (десорбции) вещества при низких концентрациях (рис. 1). В соответствии с этим закон Генри формулируется следующим образом: величина адсорбции при малых концентрациях вещества в растворе прямо пропорциональна концентрации. При адсорбции (десорбции) на твердых адсорбентах область действия закона Генри мала из-за неоднородности поверхности. На рисунке 1 кривая 1 показывает реальную кривую равновесия для системы бетон - вода, линия 2 иллюстрирует закон Генри. Зона I – зона действия закона Генри (зона малых концентраций); зона II - зона, в которой закон Генри перестает действовать. Прямая 3 аппроксимирует поведение линии равновесия в зоне II.

Решение системы выполнялось методом интегрального преобразования Лапласа, т.е. исходная система уравнений отображалась в область комплексных чисел, в которых было получено решение системы, а затем был произведен перевод решения в область оригиналов.

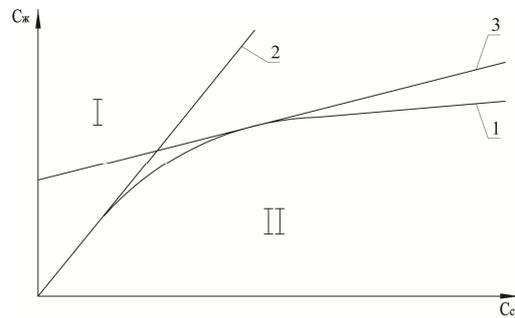


Рис. 1. Равновесие в системе «бетон – вода»

При решении системы уравнений (1)-(4) для малых чисел Фурье, получены выражения, позволяющие рассчитать профиль безразмерных концентраций переносимого компонента по толщине бетона в произвольный момент времени (7) и концентрацию перенесенного компонента в жидкой фазе (8) на начальных этапах процесса коррозии первого вида [1]:

$$\frac{Z(\bar{x}, Fo_m)}{Z_{жс}(0)} = - \frac{Bi_m}{\sqrt{Bi_m^2 - 4K_m}} \sum_{i=1}^2 (-1)^i \exp[-a_i(1-\bar{x}) + a_i^2 Fo_m] \times \operatorname{erfc}\left(\frac{1-\bar{x}}{2\sqrt{Fo_m}} - a_i\sqrt{Fo_m}\right). \quad (7)$$

$$\frac{Z_{жс}(Fo_m)}{Z_{жс}(0)} = 1 - \frac{K_m Bi_m}{\sqrt{Bi_m^2 - 4K_m Bi_m}} \sum_{i=1}^2 (-1)^{i+1} \left\{ 2\sqrt{\frac{Fo_m}{\pi}} + a_i \int_0^{Fo_m} \exp(a_i^2 Fo_m) \times \operatorname{erfc}(-a_i\sqrt{Fo_m}) dFo_m \right\}. \quad (8)$$

где $a_i = \frac{-Bi_m \pm \sqrt{D}}{2}, i=1, 2.$

Полученные решения позволяют определять значение концентраций переносимого компонента (свободного гидроксида кальция) по толщине конструкции в начальных периодах коррозионного разрушения цементных бетонов и, кроме того, дают возможность расчета содержания этого вещества в жидкой фазе и среднее по толщине и объему конструкции, т.е. расчета кинетики процесса по твердой и жидкой фазам.

Некоторые результаты расчетов по полученным выражениям приведены на рисунках 2 и 3.

Рис. 2 иллюстрирует данные вычислений профилей безразмерных концентраций в зависимости от массообменного критерия Bi_m (Био). Анализ профилей концентраций по толщине бетона при $Fo_m=0,05$ показывает, что основной вклад процесса массопереноса сосредоточен в поверхностном слое на границе раздела твердое тело - жидкость. При увеличении массообменного критерия Био появляются большие градиенты концентраций. Увеличение Bi_m в 5 раз вызывает рост градиента концентраций в 2,5-3 раза.

Рис. 3 показывает соответствующие этому случаю кинетические кривые накопления вещества в жидкости.

Результаты практического применения представленной математической модели показаны в [3].

Безусловным положительным моментом полученных зависимостей является возможность решения обратной задачи, когда имеющиеся экспериментальные данные с помощью

данной модели позволяют прогнозировать численное значение свободного гидроксида кальция, что в конечном итоге позволяет с минимальной погрешностью прогнозировать долговечность зданий и сооружений.

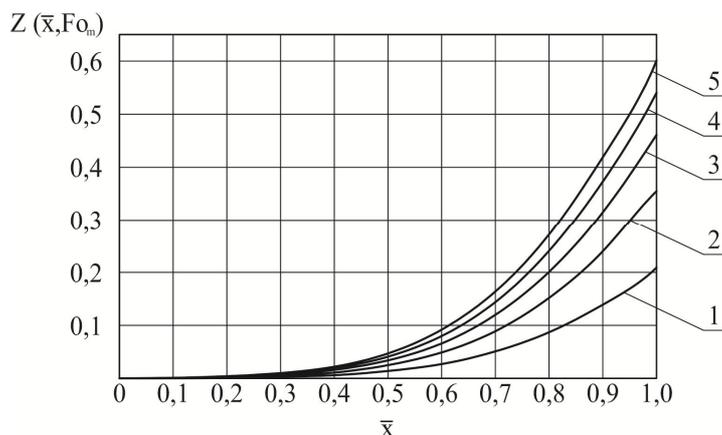


Рис. 2. Профили безразмерных концентраций по толщине бетона при $Fo_m=0,05$ с различными значениями Bi_m : 1-1; 2-2; 3-3; 4-4; 5-5

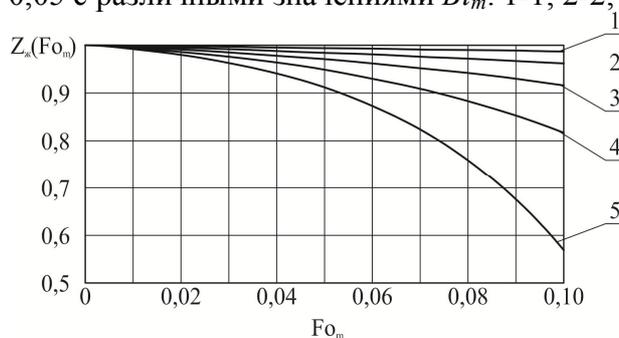


Рис. 3. Кинетика изменения концентрации переносимого компонента в жидкой фазе при следующих значениях Bi_m : 1-1; 2-2; 3-3; 4-4; 5-5

Литература

- [1] Федосов С.В., Румянцева В.Е., Хрунов В.А., Аксаковская Л.Н. Моделирование массопереноса в процессах коррозии бетонов первого вида (малые значения числа Фурье) // Строительные материалы. 2007. №5. С. 70-71.
- [2] Федосов, С.В., Румянцева, В.Е., Хрунов, В.А., Шестеркин, М.Е. О некоторых проблемах технологии безопасности и долговечности зданий, сооружений и инженерной инфраструктуры // Строительные материалы. 2015. №3. С.8-11.
- [3] Sergey V. Fedosov, Varvara E. Roumyantseva, Vladimir A. Khrunov Safety and Longevity Technologies of Infrastructure, Buildings and Facilities // Procedia Engineering, 2015, v. 111, pp. 194–201.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОПТИМАЛЬНОГО РАСПРЕДЕЛЕНИЯ СТЕПЕНЕЙ СЖАТИЯ ПО СТУПЕНЯМ ПАРОЭЖЕКТОРНОГО НАСОСА

Фахрутдинов Р.И., Осипов Э.В.

Казанский национальный исследовательский технологический университет
E-mail: rinat73region@mail.ru

Заданная глубина вакуума в вакуумных колоннах создаётся и поддерживается с помощью вакуумсоздающих систем (ВСС), в состав которых входят системы конденсации, системы вакуумных насосов, барометрическая труба, газосепаратор и сборник конденсата [1].

В качестве ВСС для технологических объектов наибольшее распространение получили пароэжекторные вакуумные насосы, в которых в качестве рабочего агента используется высокопотенциальный водяной пар. Расход водяного пара зависит как от параметров водяного пара и оборотной воды, так и от компоновки отдельных компонентов ВСС, то есть распределения степеней сжатия. Поэтому определение оптимального распределения степеней сжатия по ступеням насоса является актуальной задачей, решение которых позволит снизить потребление энергоресурсов.

В качестве объекта исследования пароэжекторный вакуумный насос (ПЭН), предназначенный для создания и поддержания вакуума вверху ректификационной колонны разделения мазута. Принципиальная схема рассматриваемой ВСС на базе ПЭНа представлена на рис. 1 и в [2-4].

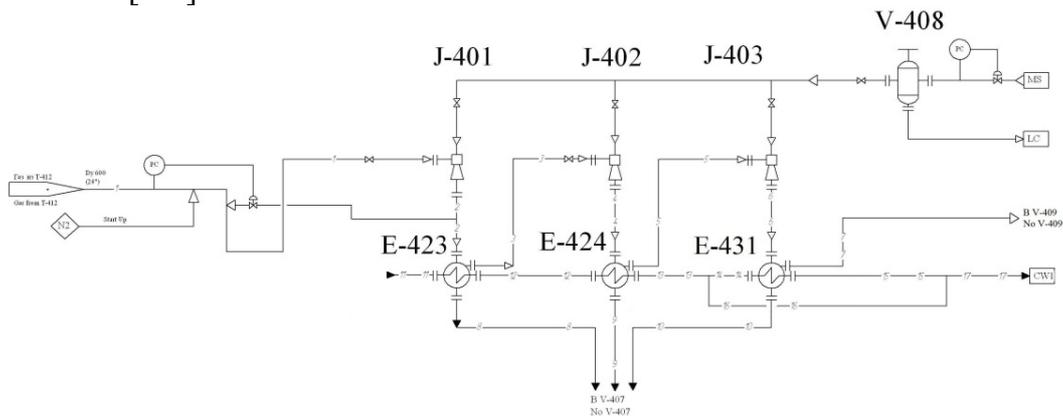


Рис. 1. Принципиальная схема ВСС на базе ПЭНа.

J-401 – эжектор первой ступени; E-423 – холодильник-конденсатор первой ступени;
J-402 – эжектор второй ступени; E-424 – холодильник-конденсатор второй ступени;
J-403 – эжектор третьей ступени; E-431 – холодильник-конденсатор третьей ступени;
V-408 – каплеуловитель

Откачиваемые смеси, поступающие на всасывание в ПЭН, в основном состоит из водяных паров. В рассматриваемом случае откачиваемая смесь в основном состоит из водяных паров, поэтому наиболее целесообразнее в первой ступени сконденсировать максимальное количество водяных паров для снижения потребления пара последующими ступенями. Для этого всю оборотную воду требуется подать в трубное пространство холодильника-конденсатора первой ступени, а за тем последовательно подавать в остальные промежуточные конденсаторы. В последней ступени не обязательно обеспечивать низкую температуру конденсации, поэтому на эту ступень ставят небольшой теплообменник, а для снижения гидравлических сопротивлений оборотную воду разделяют и смешивают после конденсатора последней ступени.

Основными элементами ВСС на базе ПЭНа являются паровые эжектора и промежуточные конденсаторы, которые соединены между собой коммуникационными трубопроводами.

Поэлементное исследование системы является малоэффективным, поскольку все элементы системы обладают своими характеристиками, конкретные значения которых устанавливаются только в рамках интегративной характеристики сложной химико-технологической системы (СХТС) [5].

Основными элементами ректификационной установки, работающей под вакуумом (рис. 2), является собственно ректификационная колонна, конденсационный блок и вакуумсоздающая система. Связь между указанными элементами осуществляется по транспортным трубопроводам, характеристики которых заметно влияют на протекание технологического процесса. Таким образом, вакуумную ректификационную установку можно рассматривать как сложную химико-технологическую систему (СХТС) [5]. Для моделирования и оптимизации технологического оформления схемы вакуумной ректификации мазута нами использовался программный комплекс CHEMCAD версии 6.3.

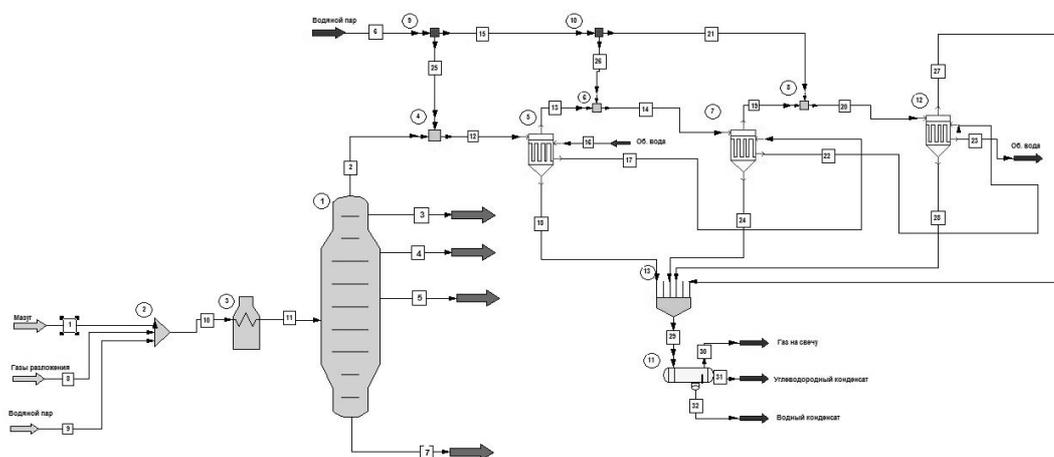


Рис. 2. Модель блока вакуумной переработки мазута. Обозначения аппаратов (цифры в круглом обрамлении): 1 – вакуумная колонна; 2, 13 – смесители; 3 – трубчатая печь; 4, 6, 8 – паровые эжектора; 5, 7, 12 – вакуумные конденсаторы; 9, 10 – разделители; 11 – сепаратор

В соответствии с технологической схемой ПЭНа (рис. 1), в программном комплексе CHEMCAD нами создана расчетная схема блока вакуумной ректификации мазута (рис. 2).

Трубчатая печь (аппарат 3) моделировалась при помощи модуля *Fired Heater (FIRE)*, который рассчитывает потребление топлива, требуемого для нагрева целевого потока до заданной температуры.

Водяной пар (поток 9), подаваемый в змеевики печи, и газы разложения (поток 8), образующиеся при термической деструкции мазута, подавались к основному сырьевому потоку 1 с помощью модуля *Stream Mixer (MIXE)* (аппарат 2). Модуль MIXE смешивает несколько входных потоков и выполняет расчет фазового равновесия адиабатически при заданном выходном давлении смесителя [6].

Моделирование ВК (аппарат 1) в данной работе проведено с использованием модуля точного расчета колонны *Tower Plus (TPLS)*, который позволяет проводить расчет массообменных колонн любого типа.

При этом боковые стриппинги, циркуляционное орошение, подача водяного пара в куб колонны и теплообменники на линии вывода боковых продуктов рассматриваются как

часть модуля *TPLS*, и рассчитываются одновременно с основной колонной без выполнения рецикловых вычислений.

Расчет вакуумных конденсаторов (аппараты 5, 7, 12) и теплообменника (аппарат 9) проводился при помощи модуля *Heat Exchanger (HTXR)*. В аппаратах 5, 7 и 12 происходит разделение ПГС на три фазы: газы разложения, дизельная фракция, вода.

Пароэжекторные насосы (аппарат 4, 6, 8) рассчитывались с использованием модуля *MIXE*. Сепаратор (аппарат 11) моделировался с использованием модуля *Multipurpose Flash (FLAS)*, который предназначен для точного расчета фазового равновесия системы при различных термодинамических условиях [6].

В качестве сырья используется мазут. Состав мазута принято характеризовать потенциальным содержанием фракций выкипающих в определенном температурном интервале и полученных разгонкой по истинным температурам кипения (ИТК) в специальной стандартной аппаратуре (рис. 3).

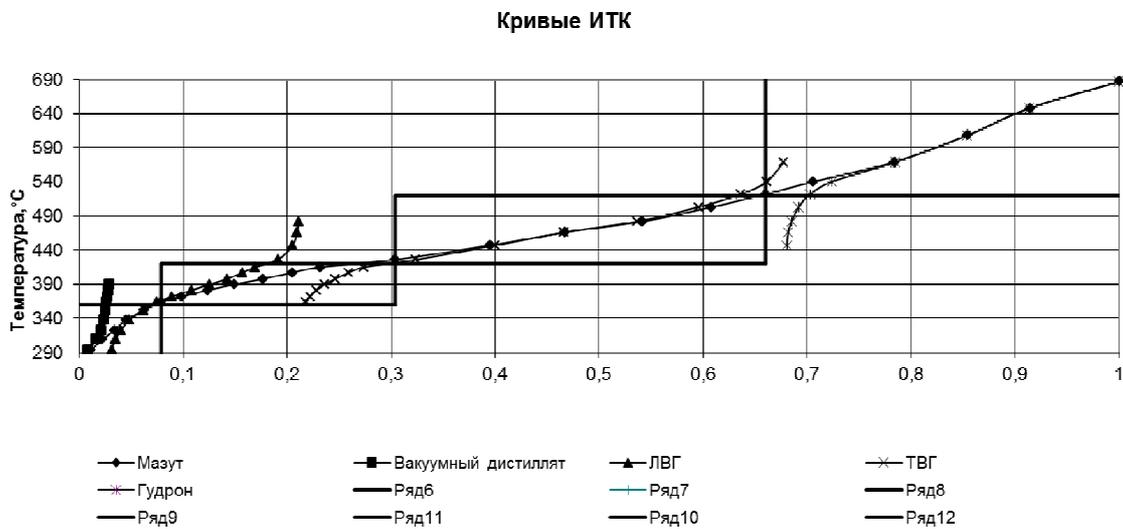


Рис. 3. Кривая ИТК мазута и выделяемых фракций, где ЛВГ – легкий вакуумный газойль; ТВГ – тяжелый вакуумный газойль

Расчёт паровых эжекторов производился в соответствии с теорией газовой динамики [7]. Общепринято работу эжектора рассматривать по одномерной теории движения газа, в которой используются несколько безразмерных параметров: коэффициент эжекции n – отношение расхода сжимаемого газа к расходу рабочего газа; степень расширения E – отношение полных давлений рабочего и сжимаемого газов; степень сжатия ε – отношение давления за эжектором к давлению откачиваемой среды; геометрический параметр эжектора α – отношение площадей потоков рабочего и сжимаемого газов в камеру смешения; отношение температур сжимаемого и рабочего газов θ .

Коэффициент эжекции и степень сжатия, которые и будут определять требуемый расход водяного пара, определяется по уравнениям (1)-(3):

$$n = \frac{A_2}{A_1} \frac{1}{E\alpha\sqrt{c\theta}} \frac{q(\lambda_2)}{q(\lambda_1)} \quad (1)$$

$$A = k \left(\frac{2}{k+1} \right)^{k-1} \sqrt{\frac{k+1}{k-1}} \quad (2)$$

$$\varepsilon = \frac{A_3}{A_1} \frac{\sqrt{(n+1)(1+n\bar{c}+v)}}{1+\frac{1}{\alpha}} \frac{q(\lambda_2)}{q(\lambda_3)} \quad (3)$$

$\bar{c} = \frac{c_{p2}}{c_1}$ – отношение теплоёмкостей, а индексы 1,2 и 3 относятся к параметрам рабочего, откачиваемого и смешанного потоков соответственно.

Задачей эксперимента являлось определение оптимальных рабочих параметров функционирования ВСС, при которых достигались наименьшие затраты энергоресурсов (рабочего агента). В результате расчета основной колонны был определен состав откачиваемой смеси. Пары с верха колонны состоят на 84% из водяных паров и конденсируемых углеводородов, поэтому условия конденсации в промежуточных конденсаторах в конечном итоге будут определять количество потребляемых энергоресурсов. Условия конденсации определяют температура и давление в промежуточных конденсаторах, которые являются функцией, зависящей от степени сжатия в паровых эжекторах. В соответствии с данными [2-4] температура охлаждающей воды была принята равной 36 °С. В зимнее время года можно значительно уменьшить температуру воды, а следовательно уменьшить потребление греющего пара.

Количество водяного пара, необходимого для сжатия откачиваемой смеси до промежуточного давления, а так же само промежуточное давление смеси после парового эжектора, определялись по формулам (1) и (3). В результате эксперимента были получены данные по расходу рабочего пара, представленные в таблице 1. Как видно из таблицы, наименьшее потребление рабочего пара наблюдается при давлении 200 мм Нг второй ступени насоса. Графическая зависимость количества затрачиваемого водяного пара от достигаемого давления после эжектора представлена на рис. 4.

Табл. 1. Расход рабочего пара в зависимости от степени сжатия

Давление на выходе I ступени	Давление на выходе II ступени					
	120	136	152	168	184	200
60	7908,42	7445,47	7172,94	7028,24	6974,81	6989,88
64	8114,952	7318,82	6991,64	6790,48	6678,96	6634,44
68	8045,998	7317,381	6955,24	6717,93	6569,16	6486,4
72	8082,228	7383,116	6996,322	6733,47	6558,38	6448,6
76	8176,705	7492,181	7087,128	6805,354	6610,76	6480,92
80	8307,108	7629,831	7210,564	6914,025	6704,196	6558,7
85	8667,135	7974,98	7499,307	7161,627	6919,029	6745,685

В табл. 1 и рис. 4 представлен расход пара в зависимости от давления нагнетания в I и II ступенях насоса. Наименьшее потребление пара достигается при давлении нагнетания I ступени равной 72 мм Нг, а, следовательно, в этом случае будут оптимальными степени сжатия.

Распределение степеней сжатия отображены в табл. 2 и на рис. 5. На графике изображены только две ступени, так как степень сжатия ступени III будет неизменной и равна 4,06.

Данная работа была решена методом математического моделирования с использованием УМП СНЕМСАД 6.3. Как видно из графика на рис. 5 с увеличением степени сжатия, увеличивается потребление рабочего пара. В ходе эксперимента были определены оптимальные степени сжатия, при которых наблюдаются наименьшее потребление рабочего па-

ра: I ступень – 1,8; II ступень – 2,78; III ступень – 4,06. При давлении нагнетания I ступени 72 мм Hg наблюдается наименьший расход пара, при дальнейшем увеличении давления нагнетания количество несконденсированной смеси не снижается, а расход рабочего агента увеличивается, поэтому дальнейшее увеличение степени сжатия нецелесообразно.

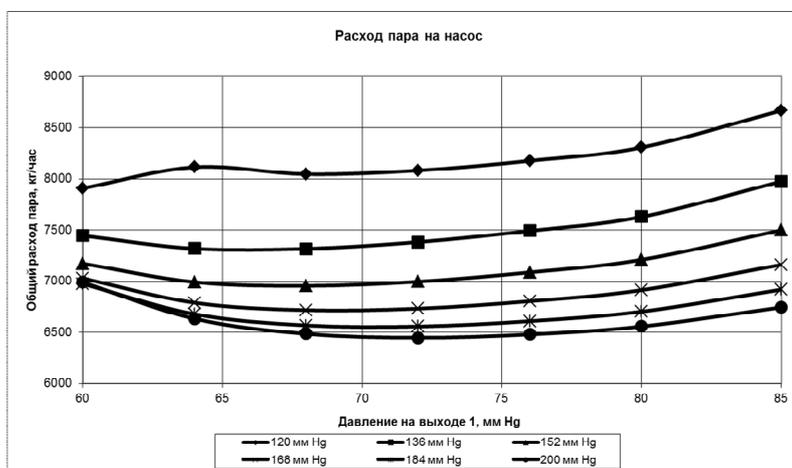


Рис. 4. Количество затрачиваемого водяного пара от давления нагнетания

Табл. 2. Распределение степеней сжатия по ступеням ПЭНа

I	II					
1,50	2,00	2,27	2,53	2,80	3,07	3,33
1,60	1,88	2,13	2,38	2,63	2,88	3,13
1,70	1,76	2,00	2,24	2,47	2,71	2,94
1,80	1,67	1,89	2,11	2,33	2,56	2,78
1,90	1,58	1,79	2,00	2,21	2,42	2,63
2,00	1,50	1,70	1,90	2,10	2,30	2,50
2,13	1,41	1,60	1,79	1,98	2,16	2,35
III	6,77	5,97	5,34	4,83	4,41	4,06

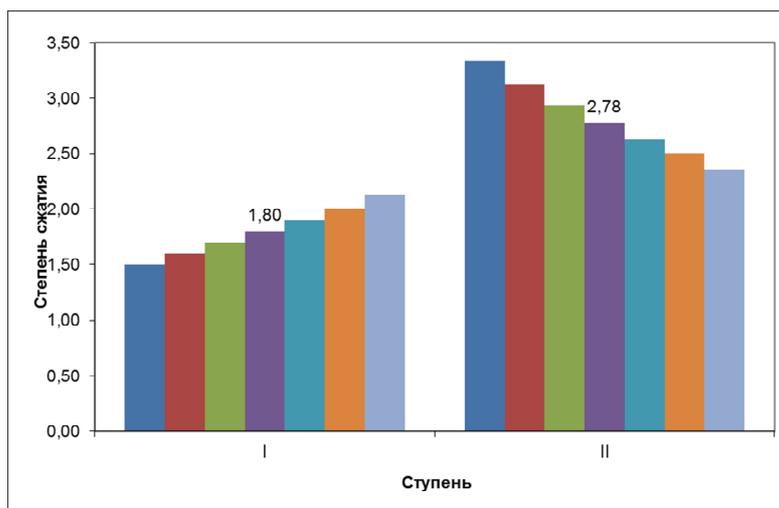


Рис. 5. Распределение степеней сжатия по ступеням насоса при 200 мм Hg

Литература

- [1] Осипов Э.В. Системное моделирование установок вакуумной ректификации/ Э.В. Осипов, Э.Ш. Теляков, С.И. Поникаров //Бутлеровские сообщения. 2011. Т. 28. №20., С. 81–88.

- [2] Осипов Э.В. Модернизация вакуумсоздающих систем установок ректификации мазута. / Э.В. Осипов, Э.Ш. Теляков, С.И. Поникаров // Бутлеровские сообщения. 2011. Т.28. №20. С.109-115.
- [3] Пароэжекторные вакуум-насосы. Гипронефтемаш. М. 1965. 129с.
- [4] Е.Я. Соколов. Струйные аппараты. / Е.Я. Соколов, Зингер Н.М. – 3-е изд., перераб. – М.Энергоатомиздат, 1989. – 352 с.
- [5] Ефремов Р.А. Оптимизация технологического оформления схемы вакуумной ректификации мазута / Р.А. Ефремов, Э.В. Осипов, Э.Ш. Теляков // Материалы международной конференции Математические методы в технике и технологиях ММТТ-27 – Тамбов – 2014;
- [6] CHEMCAD 6 Help and Reference – Chemstations Inc., 2010;
- [7] Абрамович Г.Н. Прикладная газовая динамика. М., «Наука», 1969. 824 - с.

АНАЛИЗ МЕТОДИК РАСЧЕТА ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

Попова Т.В., Купцов С.М.

Российский государственный университет нефти и газа им. И.М. Губкина, г. Москва

E-mail: popova_ttd@mail.ru

Широкое использование теплообменного оборудования в нефтяной и газовой промышленности обязывает специалистов уметь их рассчитывать, обобщать опыт их эксплуатации, анализировать рабочий процесс и намечать пути повышения эффективности их работы.

Грамотное оснащение производства теплообменной аппаратурой подразумевает наличие оптимальной расчетной модели теплообменного аппарата. От правильного выбора типа и конструкции теплообменных аппаратов, применяемых на тех или иных технологических установках, во многом зависят показатели работы всего производства. Стабильность работы теплообменных аппаратов позволяет во многом повысить надежность, эффективность самого технологического процесса, улучшить его технико-экономические показатели, являясь, тем самым, основой ресурсо- и энергосберегающих мероприятий. Из всех применяемых на сегодняшний день расчетов мне удалось выявить четыре основные методики расчета теплообменных аппаратов: Мной был проведен анализ этих методик на основе большого количества расчетов возможных моделей кожухотрубчатых теплообменных аппаратов.

Основными требованиями к расчетным методикам для теплообменных аппаратов следует отнести дифференцированность оценки коэффициентов теплоотдачи со стороны обоих теплоносителей и возможность учета влияния различных факторов, определяющих изменение состояния аппаратов в процессе эксплуатации; необходимость позонного расчета в случае существенного изменения свойств теплоносителей в различных зонах аппарата; возможность разработки на основе имеющихся методик алгоритмов для расчета аппаратов как элементов конкретной функциональной подсистемы установки с целью оценки влияния изменения параметров их состояния на параметры качества функционирования в целом.

В основу теплового расчета конвективных теплообменных аппаратов (отсутствуют фазовые переходы теплоносителей) положены уравнения теплового баланса и обобщенные уравнения теплопередачи:

$$Q = Q_1 = G_1 \Delta h_1 = Q_2 = G_2 \Delta h_2;$$

$$Q = W_1 \Delta t \eta = W_2 \Delta \tau = (kF) \theta_m ;$$

В двух простейших случаях движения теплоносителей вдоль поверхности теплообмена (прямоток и противоток), если коэффициент теплопередачи слабо зависит от температуры, в качестве среднего температурного напора принимается средняя логарифмическая разность температур, выражение для которой в данном случае называется уравнением Грасгофа:

$$\theta_m = \theta_{mL} = \frac{\theta_1 - \theta_2}{\ln \frac{\theta_1}{\theta_2}} ;$$

Расчетная поверхность теплообмена, которая является важнейшим критерием выбора теплообменного аппарата, рассчитывается на основании общего уравнения теплопередачи:

$$F_{расч} = \frac{Q}{k \cdot \theta_m} = \frac{Q \cdot R}{\theta_m} ;$$

Перед окончательным выбором теплообменного аппарата необходимо еще раз произвести расчет коэффициента теплопередачи, используя для его определения параметры выбранного теплообменного аппарата. Если разница между полученной расчетной площадью $F_{расч}$ и стандартной площадью теплообменного аппарата $F_{станд}$ слишком велика, необходимо выбрать другой теплообменный аппарат из той же серии, что и на предварительной стадии, меняя площадь теплообмена за счет изменения длины труб.

Важнейшей проблемой в расчетах теплообменных аппаратов (в определении поверхности теплообмена) остается определение среднего температурного напора θ_m .

Для определения средней разности температур между теплоносителями для сложных схем (кроме простейших схем прямотока и противотока) используются несколько методов: методика, предложенная профессором Н.И. Белоконь, графоаналитический метод, методика, изложенная В.М. Кэйсом и А.Л. Лондоном в книге «Компактные теплообменники» (1955 г.), методика ВНИИНефтемаша.

Рассмотрим подробнее перечисленные методики.

Наиболее общими уравнениями теплопередачи при переменных температурах, действительными для любой схемы теплообмена, являются уравнения, предложенные Николаем Иовичем Белоконь в работе «Теплопередача при переменных температурах» (1940 г.). Эти уравнения позволяют проводить как расчеты I рода, так и расчеты II рода на основе стабильной характеристики схемы теплообмена – индекса противоточности P . Кроме того, на основании индекса противоточности можно судить о возможности теплообменного аппарата обеспечивать заданные температурные режимы теплоносителей.

Индекс противоточности характеризует степень противоточности аппарата и является основной характеристикой схемы теплообмена при переменных температурах. Физическое содержание индекса противоточности определяется как отношение водяного эквивалента поверхности теплопередачи в части теплообменного аппарата, где реализуется противоточная схема $(kF)_{прот}$, к водяному эквиваленту поверхности теплопередачи всего теплообменного аппарата (kF) :

$$P = \frac{(kF)_{прот}}{(kF)} = \frac{(kF)_{прот}}{[(kF)_{прот} + (kF)_{прям}]}$$

Следует отметить, что в настоящее время методика теплового расчета рекуперативных теплообменных аппаратов, разработанная Н.И. Белоконь, с включенным в нее изложенным методом определения индекса противоточности теплообменных аппаратов сложных схем, широко используется в учебном процессе и научных исследованиях ряда учебных заведений. Индекс противоточности, предложенный Н.И. Белоконь, используется также в машинном расчете теплообменников, который строится на определении тепловой эффективности теплообменных аппаратов, а также в ряде учебных заведений.

Основная проблема использования методики теплового расчета теплообменных аппаратов, разработанной Н.И. Белоконь, состоит в определении значений действительного индекса противоточности аппаратов сложных схем, величина которых зависит не только от их конструкции, но и от расходов и температурных режимов теплоносителей. Поэтому на первоначальных этапах расчета мы вынуждены задаваться значением индекса. Вторым важным недостатком – отсутствие зависимости между индексом противоточности и водяными эквивалентами теплоносителей.

При перекрестом и смешанном токе теплоносителей, не меняющих агрегатного состояния, такого простого соотношения, как уравнения Грасгофа для противотока и прямотока, нет. Поэтому необходимо ввести поправочный коэффициент, учитывающий различие реальной схемы движения теплоносителей от принятой упрощенной противоточной схемы. Наиболее простой способ заключается в уравнении:

$$\theta_m = \varepsilon_{\Delta t} \cdot \theta_{mL}$$

Учитывается различие между средней логарифмической разностью температур между теплоносителями для противоточной схемы движения θ_{mL} и действительной средней разностью температур θ_m .

$\varepsilon_{\Delta t}$ – поправка, учитывающая различие между действительной средней разностью температур между теплоносителями и средней логарифмической разностью температур при противоточной схеме движения теплоносителей и зависящая от параметров PS и R, которые вычисляются как вспомогательные комплексы:

$$R = \frac{t_1 - t_2}{\tau_2 - \tau_1} = \frac{W_2}{W_1}; \quad PS = \frac{\tau_2 - \tau_1}{t_1 - \tau_1}$$

Недостаток данной методики заключается в неточности определения поправочного коэффициента из-за крутопадающего характера графиков. Кроме того, сам график зависит от числа ходов по трубному пространству, но совершенно не учитывает характер движения теплоносителя по межтрубному пространству за счет длины аппарата и увеличения поверхности теплообмена.

На кафедре термодинамики и тепловых двигателей РГУ нефти и газа имени И.М. Губкина предложили метод определения индекса противоточности теплообменных аппаратов, использующий поправочный коэффициент по определению противоточности из классической графоаналитической методики. Данная методика Н.И. Белоконя, усовершенствованная кафедрой термодинамики и тепловых двигателей, подразумевает использование среднелогарифмической разности температур, найденной графическим способом. Однако данные графики вызывают ряд сомнений. В частности, они не учитывают длину труб теплообменного аппарата, что существенно влияет на теплообмен и впоследствии сказывается на металлоемкости аппарата. Кроме того, определение поправочного коэффициента $\varepsilon_{\Delta t}$ заведомо осуществляется с погрешностью, так как характеристики имеют крутопадающий характер и его определение заведомо несет в себе погрешность.

В зарубежной литературе представлена третья методика для расчета теплообменных аппаратов. В частности, был проведен анализ методик, предложенных в книге В.М. Кейса

и А.Л.Лондона «Компактные теплообменники» и книге Э.Р. Эккерта и Р.М. Дрейка «Теория тепло- и массообмена». Основываясь на экспериментальных данных, учеными предложена методика расчета для широкого класса высокоэффективных поверхностей теплообмена, приведен ряд аналитических зависимостей.

Согласно методике, уравнение теплопередачи должно быть рассмотрено совместно с уравнением энергии, причем следует приравнять уменьшение энтальпии горячего теплоносителя к увеличению энтальпии холодного. Для получения наглядных зависимостей между величинами они группируются в безразмерные параметры, обладающие вполне определенным физическим смыслом. Эти параметры:

- эффективность теплообменника ε ;
- число единиц переноса тепла NTU;
- отношение водяных эквивалентов теплоносителей (минимального к максимальному), ω .

Процесс вычисления, основанный на параметре, называемом эффективностью теплообменника, позволяет избежать трудностей решения задачи, и поэтому он чаще применяется в проектных расчетах.

Авторы данной методики приводят ряд доводов в пользу применения соотношения $\varepsilon - NTU$, однако из всех методик расчета данная методика предлагает аппарат наибольшей металлоемкости для обеспечения температурных режимов.

ВНИИНефтемаш предложил свой способ определения средней разности температур на основе функции эффективности. Однако в результате исследования, мной было установлено, что в основе данного метода лежит методика расчета В.М. Кейса и А.Л.Лондона. На выходе методики дают одинаковые результаты.

В результате анализа существующих методов расчета теплообменных аппаратов мной были выявлены и изучены на большом количестве примеров кожухотрубчатых теплообменных аппаратов четыре методики. Методика Н.И. Белоконь имеет своей сложностью определение индекса противоточности. Кроме того, отсутствует его зависимость от водяных эквивалентов теплоносителей. Графоаналитический метод базируется на графическом определении поправочного коэффициента. Однако графики не учитывают геометрию аппарата, а, следовательно – движение теплоносителя в межтрубном пространстве. Сам характер графиков не позволяет весьма точно определить температурную поправку. Наконец, объединенная в результате работы методика В.М. Кейса и А.Л. Лондона и методика ВНИИНефтемаша предлагает слишком металлоемкую конструкцию аппарата на основе расчета функций эффективности.

В работе на основе расчетов выявлена наиболее оптимальная методика расчета, предложена своя расчетная модель с наименьшими погрешностями, обеспечивающая выбор для данного температурного режима теплообменника наименьшей металлоемкости.

ОСОБЕННОСТИ МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССА ЭКСТРАКЦИИ ХЛОРОФИЛЛА ИЗ КЛЕТОК *CHLORELLA VULGARIS*

Темнов М.С., Санталов Р.Д., Михалев Н.С., Андросова А.А.

Тамбовский государственный технический университет

E-mail: temnov.mihail@mail.ru

По данным Всемирной организации здравоохранения распространенность анемии у детей дошкольного возраста составляет 47,4%, то есть 293 миллиона детей во всем мире [1]. Одним из путей решения этой проблемы может быть включение в рацион питания жидкого питьевого хлорофилла. Научные исследования показывают, что хлорофилл способен поднять уровень гемоглобина в крови до оптимального значения [2]. Это обусловлено тем, что молекула хлорофилла схожа по строению с молекулой гемоглобина крови. Перспективным источником получения хлорофилла является микроводоросль *Chlorella vulgaris*, которая содержит 6 мг хлорофилла на 1 г сухой биомассы. К основным трудностям извлечения хлорофилла из биомассы *Chlorella vulgaris*:

- наличие у клетки (рис. 1) прочной стенки, состоящей у зрелой клетки из двух слоев: первый слой - трехслойная оболочка из спорополленина, второй слой – манноза и хитин. Для наиболее полного извлечения хлорофилла необходимо разрушить клеточную стенку или сделать ее проницаемой для экстрагента;
- наличие у хлоропластов (внутри которых в виде комплекса с белками на гранах тилакоидов находится хлорофилл) двойной мембраны (рис. 2). Для максимального извлечения хлорофилла необходимо разрушить мембрану хлоропласта и комплекс белок-хлорофилл.

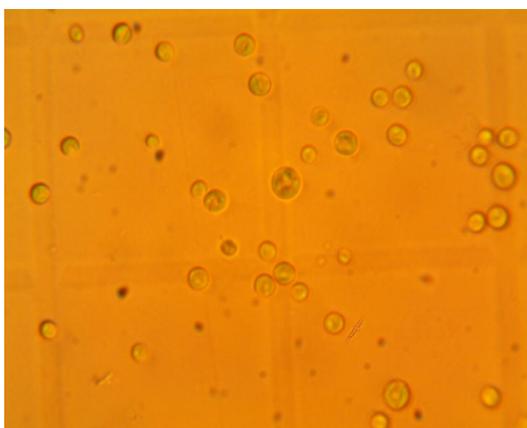


Рис. 1. Микроскопия *Chlorella vulgaris* (×100)

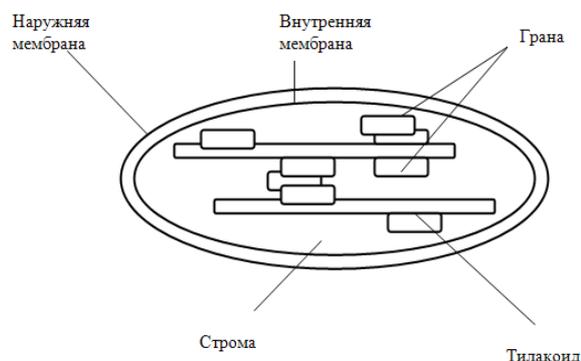


Рис. 2. Структура хлоропласта

После воздействия повреждающего фактора (СВЧ-излучения, гидродинамической кавитации, электромагнитного поля, ферментативного воздействия, воздействия антибиотика, «осмотического шока») часть клеток биомассы останется целыми (рис. 3 сектор а), часть сохранит форму, но станет пропускать экстрагент из внешней среды (рис. 3 сектор б), часть целиком разрушится (рис. 3 сектор в).

Соотношение этих трех видов клеток в биомассе окажет существенное влияние на процесс экстракции хлорофилла, которое необходимо учитывать для построения адекватной математической модели данного процесса.

В качестве объекта моделирования рассматривался процесс экстракции хлорофилла из биомассы *Chlorella vulgaris*, которая содержит клетки трех видов (целые, сохранившие форму, но пропускающие экстрагент, разрушенные).

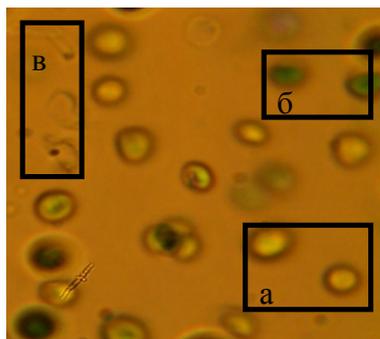


Рис. 3. Микроскопия клеток *Chlorella vulgaris* после воздействия повреждающего фактора: сектор а – целые клетки, сектор б – клетки, сохранившие форму, но пропускающие краситель, сектор в – разрушенные клетки

Входные переменные математической модели (рис. 4):

- x_1 – температура экстракции,
- x_2 – соотношение взятой биомассы к количеству взятого экстрагента,
- x_3 – количество целых, сохранивших форму, но пропускающих экстрагент и разрушенных клеток в составе биомассы,
- x_4 – скорость перемешивания,
- x_5 – предельное количество хлорофилла, которое может перейти в жидкую фазу (c^*),
- x_6 – размеры экстрактора.

Выходные переменные математической модели:

- y_1 – текущая концентрация хлорофилла в жидкой фазе

Внутренние параметры: кинематическая вязкость жидкой фазы, кинематическая вязкость цитоплазмы.

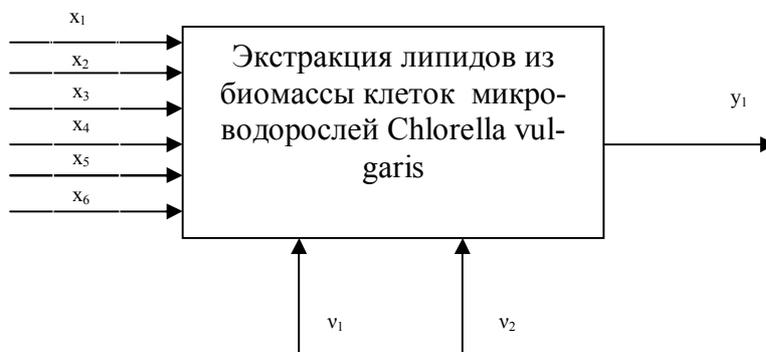


Рис. 4. Схема процесса экстракции липидов из биомассы *Chlorella vulgaris*

Анализ экспериментальных данных позволили сделать вывод, что при построении математической модели можно сделать допущения:

- Биомасса представляет собой пасту с влажностью 95%.
- В экстракторе обеспечивается режим идеального перемешивания.
- При разрушении клеточной стенки клетки разрушаются хлоропласты, при сохранении формы клетки, но потери жизнеспособности хлоропласты разрушаются частично, при сохранении клеткой жизнеспособности хлоропласты не разрушаются.

Процесс экстракции хлорофилла из клеток (целых, разрушенных, сохранивших форму, но пропускающих экстрагент) можно описать уравнением массопередачи:

$$V \cdot \frac{dC}{dt} = K \cdot F \cdot (C^* - C) \quad (1)$$

где V – объем экстрактора, м³; C^* – предельная концентрация липидов в жидкой фазе (смесь биомассы и экстрагента), моль/м³; C – текущая концентрация липидов в жидкой фазе, моль/м³ (смесь биомассы и экстрагента), K – коэффициент массопередачи, м/с; F – площадь поверхности контакта фаз, м².

Особенности расчета членов уравнения (1) в зависимости от вида клеток в биомассе (целых, сохранивших форму, но пропускающих экстрагент из внешней среды и жизнеспособных клеток) представлены в таблице.

Таблица. Расчет членов уравнения (1) в зависимости от вида клеток в биомассе

Член уравнения (1)	Жизнеспособные клетки	Клетки, сохранившие форму, но утратившие жизнеспособность (частичное разрушение)	Разрушенные клетки
C^*	$C_1^* = \frac{XPR}{1+Z}$ <p>X – накопленное количество биомассы, P – концентрация липидов, R – количество разрушенных клеток биомассы, Z – количество вносимого экстрагента.</p>	$C_2^* = \frac{XP(1-(N+R)) \cdot J}{1+Z}$ <p>N – количество целых клеток, J – коэффициент, учитывающий неполное извлечение липидов из ослабленных клеток.</p>	$C_3^* = \frac{XPN}{1+Z} \cdot I$ <p>I – коэффициент, учитывающий неполное извлечение липидов из неразрушенных клеток.</p>
K	<p>При извлечения хлорофилла</p> $K = \frac{1}{\frac{2r}{nD_{\text{вн}}} + \frac{\delta}{D} + \frac{1}{\beta}}$ <p>$2r$ – диаметр клетки, м, n – коэффициент; $D_{\text{вн}}$ – коэффициент внутренней диффузии, м²/с, D – коэффициент диффузии через клеточную стенку, м²/с, δ – толщина клеточной стенки, м, β – коэффициент массоотдачи, м/с.</p>	<p>В условиях частичного разрушения клетки и с учетом допущения (2), получим:</p> $K = \frac{1}{\frac{2r}{nD_{\text{вн}}} + \frac{1}{\beta}}$	<p>В условиях полного разрушения клетки, перехода хлорофилла в раствор, и с учетом допущения (2) получим:</p> $K = \beta$
F	<p>Площадь поверхности контакта фаз F может быть определена, исходя из эквивалентного диаметра молекулы комплекса белок – хлорофилл d_3 с учетом количества свободных (несвязанных экстрагентом) молекул хлорофилла, количество которых будет со временем уменьшаться пропорционально увеличению текущей концентрации липидов в экстрагенте: $F = \pi \cdot d_3^2 \cdot (C^* - C) \cdot N_a \cdot V$, где N_a – число Авогадро.</p>		

Разработана математическая модель процесса экстракции хлорофилла из биомассы *Chlorella vulgaris*, содержащей целые, полностью и частично разрушенные клетки (уравнение 1) с коэффициентами, рассчитываемыми по формулам в Таблице.

Литература

- [1] Всемирная организация здравоохранения. [Электронный ресурс]. Режим доступа: http://www.who.int/vmnis/database/anaemia/anaemia_status_summary/ru, свободный (Дата обращения 13.11.2015).
- [2] Музафаров А.М., Таубаев Т.Т. Культивирование и применение микроводорослей. Ташкент: Фан, 1984. – 211 с
- [3] Трейбал, Р.Е. Жидкостная экстракция./Р.Е. Трейбал.-М.:Химия, 1966.- 725 с.
- [4] Ruckebosch, E. et al. Optimization of an Analytical Procedure for Extraction of Lipids from Microalgae// Journal of the American Oil Chemists' Society. 2012. vol 89. P. 189-198.

АЛГОРИТМЫ КОМПЬЮТЕРНОГО РАСПОЗНАВАНИЯ И ПОДСЧЕТА МИКРООРГАНИЗМОВ В МИКРОФОТОГРАФИЯХ

Шермухамедов Ш.А., Понкратова С.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: 2sprof@mail.ru

При производстве спирта основным компонентом технологии служат дрожжи, требующие большого внимания и ответственного отношения обслуживающего персонала, что возможно только при помощи микроскопического анализа как отдельных клеток, так и дрожжевой популяции в целом. По внешнему виду клеток можно определить физиологическое состояние дрожжей и внести коррективы в технологию. В процессе проведения культивирования дрожжей ведение технологии требует внимательного наблюдения за состоянием дрожжей и наличием посторонних микроорганизмов по участкам производства. Существующие методики позволяют проводить необходимый микроскопический анализ, но без определенной практики сложно идентифицировать полученные данные микроскопического анализа и регламентных показателей технологии. Микробиологический контроль за состоянием дрожжевых клеток на стадиях их размножения в колбах и реакторах определяют прямой микроскопией. Научное изучение дрожжей началось еще в 1680 году после изобретения светового микроскопа. Исследователи различных стран описали внешний вид дрожжевых клеток; показали, что дрожжи – это живые организмы; доказали их роль при превращении сахара в спирт; получили чистые культуры дрожжей; классифицировали дрожжевые клетки по способу размножения, потреблению питательных веществ и внешнему виду. Современные оптические микроскопы оснащены сухими и иммерсионными объективами. Оптический микроскоп с сухим объективом позволяет изучать микроорганизмы размером более 5 мкм, иммерсионный микроскоп применяют при исследовании более мелких микроорганизмов. Изобретение электронного микроскопа позволило понять структуру дрожжевой клетки и изучить проявления её генетической системы, поскольку разрешающая способность электронного микроскопа 1,0-0,14 нм. Микроскоп – незаменимый прибор при производстве спирта и без него невозможно эффективное ведение технологии: с его помощью определяют количество дрожжевых клеток в 1 мл дрожжевой или бродящей массы; процентное количество почкующихся и мертвых клеток; наличие цепей, ветвистых форм, наличие посторонних микроорганизмов; содержание гликогена в клетках. Для подсчета количества живых клеток в дрожжевой суспензии пользуется счетной камерой Горяева. Для подсчета количества живых клеток делают разведение дистиллированной водой так, чтобы можно было сосчитать клетки на сетке (не более 10-15 клеток в одном квадрате сетки) [1].

В лаборатории "Инженерные проблемы биотехнологии" проводят экспериментальные процессы культивирования дрожжей на качалочных колбах и модельных биореакторах. В ходе проведения процессов культивирования ежедневно отбирают пробы для микробиологического контроля, то есть наряду с анализами роста биомассы, pH, редуцирующими веществами, следят за физиологическим состоянием клеток с использованием микроскопа "Альтами" и камеры Горяева комбинированным методом фотографирования [2, 3].

Когда исследуемые пробы дрожжевой суспензии имеют высокую концентрацию проводят разбавление их в разных объемных соотношениях. В противном случае, подсчет клеток визуально занимает много времени и увеличивается погрешность измерения. Обойти эти недостатки можно с помощью современных технологий, используя специальные программные обеспечения. В настоящее время, существует много прикладных про-

граммных средств для этих целей. Но специфичность клеточной культуры и условия микрофотографирования затрудняют использования этих программных средств, и возникает необходимость разработки более точных алгоритмов распознавания клеток.

Для получения более точных результатов за короткое время нами ведутся работы по разработке достаточно надежного алгоритма распознавания изображения с клетками дрожжей, на базе современных и классических методов обработки изображения. Основной целью работы является подсчет количества клеток в исследуемых пробах дрожжевой суспензии путем компьютерного анализа.

Для более точного и правильного подсчета общего количества клеток при изображениях с малой интенсивностью, при наблюдении в микрофотографиях разделяющихся клеток, «слипаний» нескольких клеток, т. е. при образовании скопления дрожжевых клеток нами предлагается размывание однородности фона, выделение и определение границ отдельной клетки осуществлять путем разделения картинки на несколько сегментов, и последующим применением модифицированных морфологических фильтров.

Литература

- [1] Лихтенберг Л.А. Атлас производственных дрожжей *Saccharomyces cerevisiae* расы XII / Л.А.Лихтенберг, Е.А. Двадцатова, В.С.Чередниченко.- М.: Пищевая промышленность, 1999. – 24с.
- [2] Валева, Р.Т. Исследование процессов роста спиртовых и кормовых дрожжей на сернисто-кислотных гидролизатах растительного сырья. Часть 2. Исследование процессов роста кормовых дрожжей на сернисто-кислотных гидролизатах смеси пшеничной соломы и отрубей / Р.Т. Валева, С.Г. Мухачев, А.И. Кашапова, Э.И. Нуретдинова, М.Ю. Шурбина // Вестник Казанского технологического университета. – 2014. - Т.17. - №20. - С. 156 – 158.
- [3] Валева, Р.Т. Исследование процессов роста спиртовых и кормовых дрожжей на сернисто-кислотных гидролизатах растительного сырья Часть 1. Исследование процессов роста спиртовых дрожжей на сернисто-кислотных гидролизатах смеси пшеничной соломы и отрубей / Р.Т. Валева, А. С. Понкратов, С.Г. Мухачев, Э.И. Нуретдинова, М.Ю. Шурбина // Вестник Казанского технологического университета. – 2014. - Т.17. - №16. - С. 170 – 172.

ВЛИЯНИЕ СКОРОСТИ ИЗМЕНЕНИЯ ДАВЛЕНИЯ ДИОКСИДА УГЛЕРОДА В СВЕРХКРИТИЧЕСКОМ СОСТОЯНИИ НА СТРУКТУРУ ДРЕВЕСИНЫ

Белкин Е.И., Габитов Р.Ф., Габитов Ф.Р.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: serg989@yandex.ru

Из-за биологического разрушения древесины, в промышленности широко распространен процесс ее пропитки для придания дереву долговечности, защиты от проникновения влаги, грязи, вредных насекомых и пр. Традиционно, пропитка древесины осуществлялась с использованием жидких растворителей для транспортировки биоцидов в древесину, которая имеет некоторые нежелательные технические и экологические проблемы. Использование сверхкритических флюидов было предложено как возможное решение ограничений, встречающихся при обычных методах пропитки древесины. Хотя процедура сверхкритической пропитки теоретически проста, её трудно контролировать в практическом использовании. Из-за относительно высоких давлений, участвующих в процессе, есть риск развития чрезмерных градиентов давления в древесине, которые могут привести

к разрушению древесины. Поэтому важным аспектом СКФ импрегнации древесины является изучение последствий различных темпов изменения давления на этапе повышения давления и на этапе сброса его до атмосферного.

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА СВЕРХКРИТИЧЕСКОГО ВОДНОГО ОКИСЛЕНИЯ В ПЕРИОДИЧЕСКОМ И НЕПРЕРЫВНОМ РЕЖИМЕ

Гайфуллин Б.И., Усманов Р.А., Мазанов С.В., Аетов А.У.

Казанский национальный исследовательский технологический университет

E-mail: bulat.93.93@gmail.com

В настоящее время технология СКВО применяется для утилизации промышленных стоков. При температурах и давлениях выше критических (для воды 374 °С и 22,1 МПа) плотность насыщенного пара и жидкости становится одинаковой (0,05-0,30 г/см³), а граница между фазами исчезает. В сверхкритической воде органические соединения хорошо растворимы и быстро реагируют с окислителем (кислородом или перекисью водорода), образуя углекислый газ, воду и неорганические кислоты или соли, причем неорганические соединения растворимы очень плохо и выпадают в осадок. На каф. ТОТ КНИТУ авторами были получены новые данные по кинетике реакции окисления водных стоков, содержащих жирные кислоты, в СубКФ и СКФ условиях осуществляемой в каталитическом и безкаталитическом вариантах. Процесс СКВО был реализован в реакторе периодического действия объемом 40 мл, при параметрах T=673-723К, P=350 бар. В качестве модельной жидкости использовалась смесь олеиновой к-ты (Ч) C₁₈H₃₄O₂ ТУ6-09-08-2003-88, дистиллированной воды и пероксида H₂O₂ Гост177-88 в объемном соотношении 1:6:1. Исходная смесь предварительно обрабатывалась в ультразвуковом эмульгаторе фирмы HielscherФРГ. Показатель ХПК (химическое потребление кислорода) определялся ускоренным методом с применением поверенного автоматического титратора Т70 марки «Mettler Toledo», с применением комбинированного платинового электрода DMi140-SC с диафрагмой из пористой керамики для окислительно-восстановительного титрования с изменением рН. ХПК исходной смеси составляло 44615 мгО₂/л.

Результаты опытов представлены в таблице и на рис.1.

Таблица

t,с	P,бар	10мин	20мин	30мин
400	350	(1а) 20924 мг О ₂ /л	(2а) 23924 мг О ₂ /л	(3а) 12088 мг О ₂ /л
425	350	(5) 14562 мг О ₂ /л	(6) 14032 мг О ₂ /л	(7) 7670 мг О ₂ /л
450	350	(8) 6927 мг О ₂ /л	(9) 7846 мг О ₂ /л	(10) 5196 мг О ₂ /л

Полученные результаты были использованы для расчета кинетики процесса СКВО.

На кафедре ТОТ КНИТУ создана экспериментальная установка СКВО непрерывного действия. В качестве окислителя используется кислород воздуха. Ниже приведена принципиальная схема проточной установки СКВО.

Промышленный водный сток 20% концентрации поступает из емкости 15 в насос высокого давления 6, где сжимается до 25МПа и затем поступает в теплообменник 1, нагрев осуществляется пропуском тока через змеевик теплообменника, подключенного в цепь

вторичной обмотки трансформатора 8. Воздух сжимается в компрессоре 3 до 25 МПа, поступает в ресивер 14 и затем поступает в воздушный теплообменник 2 (рис. 2).

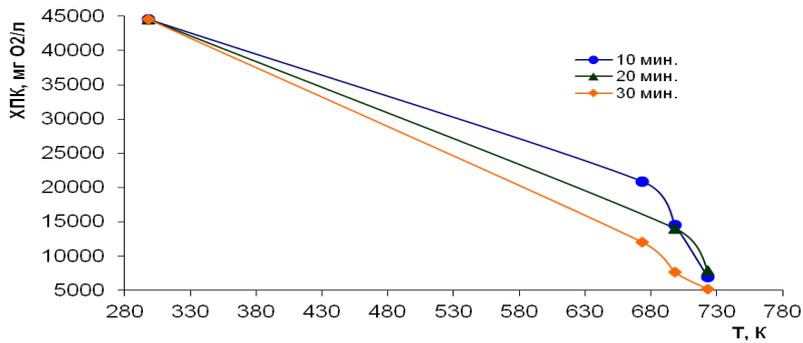


Рис. 1. График зависимости ХПК от температуры процесса СКВО

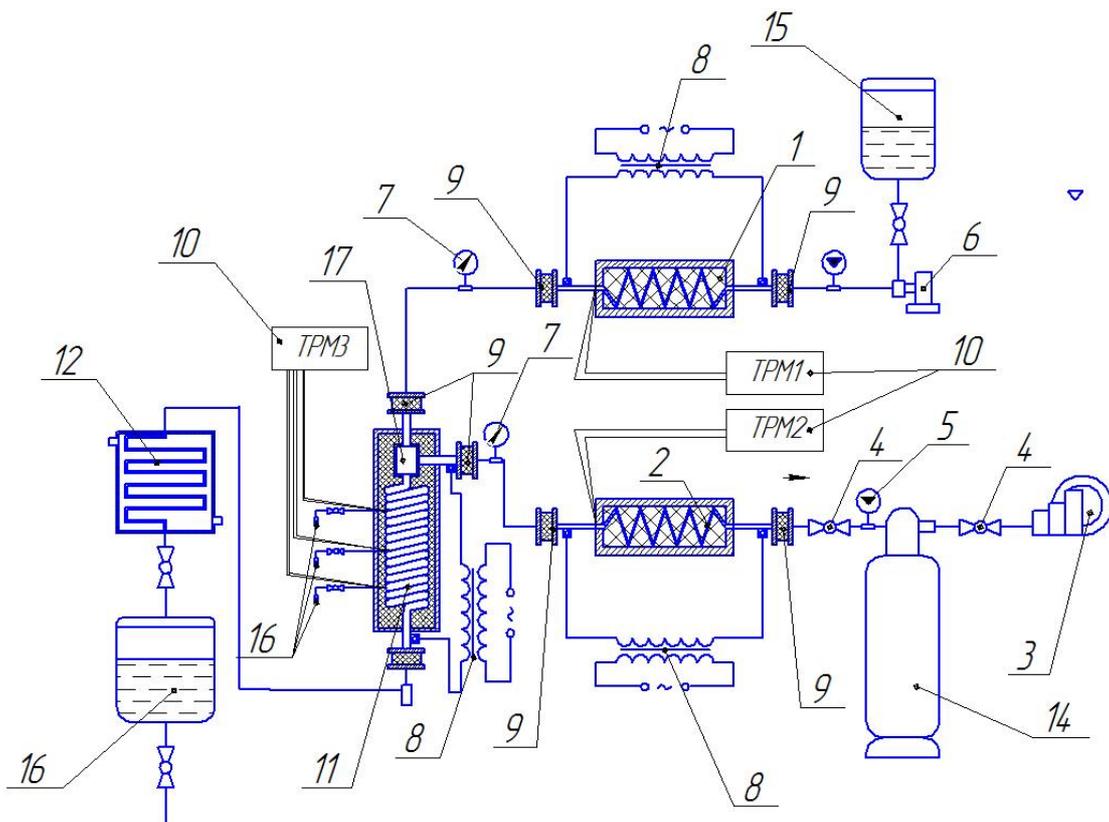


Рис. 2. Принципиальная схема проточной установки СКВО. 1 – теплообменник для нагрева сточных вод; 2 – теплообменник для нагрева подаваемого воздуха; 3 – компрессор воздушный; 4 – вентиль; 5 – расходомер; 6 – насос высокого давления; 7 – манометр; 8 – понижающий трансформатор; 9 – токоизолирующий элемент; 10 – датчик температуры (термопара); 11 – реактор; 12 – холодильник; 13 – емкость сбора очищенных стоков; 14 – ресивер; 15 – емкость загрузки неочищенных стоков; 16 – емкость сбора очищенных стоков; 17 – смесительная камера; 18 – камера для сбора осадка; 19 – расходомер

Предварительно нагретые до сверхкритической температуры стоки и воздух в определенном объемном соотношении направляются в смеситель 17. Затем смесь поступает в реактор СКВО, неорганические соединения не растворяются в сверхкритической воде и выпадают в твердый осадок в камере 18. Реакция СКВО протекает с выделением тепла и не требует больших энергозатрат после выхода на рабочий режим. Очищенный сток по-

сле реактора поступает в охладитель 12. После охладителя очищенный сток проходит через регулятор давления и поступает в сборник жидкости и отделитель воздуха 16. Температура в реакторе и в теплообменниках измеряется и регулируется терморегуляторами 10 марки ТРМ-1 «Овен». Расход воздуха измеряется расходомером газовым VA-420 19.

ТЕПЛОЕМКОСТЬ НЕФТИ АШАЛЬЧИНСКОГО МЕСТОРОЖДЕНИЯ РТ И ПРОДУКТОВ ЕЁ ПЕРЕРАБОТКИ (ДЕАСФАЛЬТАТ, БИТУМ, АСФАЛЬТ) В ДИАПАЗОНЕ ТЕМПЕРАТУР 323-473 К

Исмагилов А.М, Саламатов Д.Ю., Габитов И.Р., Зарипов З.И.
Казанский национальный исследовательский технологический университет
Email: gabitov.ilgiz@gmail.com

В современной нефтеперерабатывающей промышленности все большее внимание уделяют тяжелой нефти, переработка которой осложнена большим содержанием гетероатомов, асфальтенов и металлов, а также большого количества неразделяющихся углеводородов. Фазовое поведение тяжелых нефтей и битумов являются необходимыми исходными данными для разработки, проектирования технологических процессов, мероприятий, связанных с их производством, транспортировкой и переработкой нефти. В качестве объекта исследования выбрана высоковязкая нефть Ашальчинского месторождения РТ, для которой известны данные по компонентному и углеводородному составу, структурные характеристики. Настоящая работа посвящена исследованию теплоемкости нефти Ашальчинского месторождения и продуктам ее переработки, знание которой необходимы для анализа влияния термодинамических параметров на их фазовое состояние.

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ РАСТВОРИМОСТИ АНТРАЦЕНА В СВЕРХКРИТИЧЕСКОМ ДИОКСИДЕ УГЛЕРОДА И ОПИСАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ПРОЦЕССА РАСШИРЕНИЯ

Казанцева Н.С., Гильмутдинов И.И., Кузнецова И.В., Сабирзянов А.Н.
Казанский национальный исследовательский технологический университет
E-mail: kns1993@mail.ru

Для проведения энерготехнологической оптимизации, автоматизации RESS процесса и управления размером и морфологией получаемых частиц требуется полная математическая модель растворимости и гидродинамики в канале и в широкой окрестности свободной струи.

Для определения количества зародышей образующихся в единицу времени и единицы объема и роста частиц необходимо определение профилей температуры, плотности, давления и скорости в направлении движения потока расширяющегося сверхкритического раствора, которые можно получить, используя методы вычислительной гидродинамики.

Математическое моделирование растворимости

Для математического описания процессов зародышеобразования и роста частиц в ходе расширения потоков «сверхкритический CO₂ – антрацен» в канале с постоянным сечением и в свободной струе необходимо знать значения растворимости в сверхкритическом CO₂ [1].

Для расчета мольной доли растворенного твердого вещества в сверхкритическом CO₂ применяется уравнение:

$$y_i = \frac{P_i^S}{P\Phi_i} \exp\left(V_i^S \frac{P}{RT}\right) \quad (1)$$

где V_i^S – мольный объем растворенного вещества, P_i^S – давление насыщенных паров растворенного вещества при данной температуре, Φ_i – коэффициент летучести.

Применяя уравнение состояния Пенга – Робинсона, которое имеет исходный вид:

$$P = \frac{RT}{v - b_m} - \frac{a_m}{v^2 + 2vb_m - b_m^2} \quad (2)$$

где v – молярный объем, R – универсальная газовая постоянная,

T – температура, a_m и b_m постоянные, которые можно найти по правилу смешения Ван-дер-Ваальса, можно записать уравнение для расчета коэффициента летучести растворенного вещества:

$$\ln\Phi_2(T, P, y_2) = \frac{b_2}{b} (Z - 1) - \ln(Z - B) + \frac{A}{2\sqrt{2}B} \left(\frac{2\sum_k y_k a_{2k}}{a} - \frac{b_2}{b} \right) \ln \frac{Z + B(1 - \sqrt{2})}{Z + B(1 + \sqrt{2})} \quad (3)$$

Введем обозначения: $A = \frac{aP}{R^2T^2}$; $B = \frac{bP}{RT}$; $Z = \frac{PV}{RT}$, тогда уравнение Пенга–Робинсона относительно Z примет вид кубического уравнения:

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (4)$$

Подгоночный эмпирический параметр бинарного межмолекулярного взаимодействия k_{ij} в уравнении состояния Пенга-Робинсона определяется при постоянной температуре минимизацией функций ошибок по растворимости из уравнения:

$$F = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^N (y_i^{\text{расч}} - y_i)^2}{N}} \quad (5)$$

где N – количество экспериментальных точек. $y_i^{\text{расч}}$ – расчётная растворимость по описанной выше методике, F – функция ошибок, характеризует минимальное отклонение расчета от эксперимента, y – данные растворимости антрацена полученные из [3].

Решением уравнений (1)–(5) можно описать растворимости веществ в широком интервале температур и давлений, включая окрестность критической точки чистого растворителя, что делает возможным использование параметров k_{ij} в математическом описании процесса зародышеобразования и роста частиц.

Для описания растворимости с использованием уравнения состояния Пенга-Робинсона необходимо знать критические параметры исследуемых веществ.

Так для диоксида углерода $T_{кр} = 304,2$ К, $P_{кр} = 7,376$ МПа, для антрацена $T_{кр} = 894$ К, $P_{кр} = 3,17$ МПа

Гидродинамическое описание процесса расширения через микронный канал с постоянным сечением

Для описания гидродинамики процесса расширения из резервуара бесконечного объёма, через микронный канал с постоянным сечением при учете трения можно применить систему дифференциальных уравнений сохранения массы, сохранения импульса, сохранения энергии и уравнения состояния [2].

Для случая двухмерного (2D) осесимметричного потока уравнение сохранения массы в цилиндрических системах координат запишется в виде:

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho v_x) + \frac{\partial}{\partial r}(\rho v_r) + \frac{\rho v_r}{r} = 0 \quad (6)$$

где x – осевая координата, ρ – плотность, r – радиальная координата, v_x – осевая скорость и v_r – радиальная скорость.

Для двумерного осесимметричного потока, радиальные и осевые уравнения сохранения импульса имеют вид:

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial x}(r \rho v_x v_x) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r}(r \rho v_r v_x) = -\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial x} \left[r \mu \left(2 \frac{\partial v_x}{\partial x} - \frac{2}{3} (\nabla \vec{v}) \right) \right] + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \mu \left(\frac{\partial v_x}{\partial r} + \frac{\partial v_r}{\partial x} \right) \right] \quad (7)$$

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial x}(r \rho v_x v_r) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r}(r \rho v_r v_r) = -\frac{\partial p}{\partial r} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \mu \left(2 \frac{\partial v_r}{\partial r} - \frac{2}{3} (\nabla \vec{v}) \right) \right] + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial x} \left[r \mu \left(\frac{\partial v_r}{\partial x} + \frac{\partial v_x}{\partial r} \right) \right] -$$

$$-2\mu \frac{v_r}{r^2} + \frac{2}{3} \frac{\mu}{r} (\nabla \vec{v}) + \rho \frac{v_x^2}{r} \quad (8)$$

где p – статическое давление, а $\nabla \vec{v} = \frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_r}{\partial r} + \frac{v_r}{r}$ (9)

Для нашего случая уравнение энергии решается в следующей форме:

$$\nabla(\rho \vec{E} + p) = \nabla \cdot (k \cdot \nabla T + (\vec{r} \cdot \vec{v})), \quad (10)$$

где $E = h - \frac{p}{\rho} + \frac{v^2}{2}$, где E – полная энергия, k – молекулярные коэффициент

теплопроводности, ν – молекулярный коэффициент вязкости. Величины в правой части уравнения (10) показывают передачу энергии диссипацией энергии и теплопроводностью за счёт трения внутри потока.

Для описания турбулентного режима течения используется модель к–ε. Уравнения сохранения записаны в общем виде, которые могут быть приведены как для ламинарного течения (в канале), так и для турбулентного течения (в свободной струе).

Описание термодинамических свойств чистого диоксида углерода в гидродинамической модели осуществляется при помощи уравнения состояния Редлиха-Квонга, которое имеет вид:

$$p = \frac{RT}{v-b} - \frac{a(T)}{v(v+b)} \quad (11)$$

где $v = \frac{1}{\rho}$, $a(T) = a_0 \cdot \left(\frac{T_c}{T}\right)^n$, $a_0 = 0,42747 \frac{RT_c^2}{P_c}$, $b_0 = 0,08664 \frac{RT_c}{P_c}$, $c_0 = \frac{RT_c}{P_c} + b_0 - v_c$, $\bar{h} = b_0 - c_0$

Значение параметра n находится из эмпирического уравнения:

$$n = 0,4986 + 1,1735\omega + 0,475\omega^2 \quad (12)$$

где ω – фактор ацентричности, который может быть найден по уравнению:

$$\omega = -\log\left(\frac{p_v(T)}{P_c}\right) - 1, \quad (13)$$

где $p_v(T)$ – давление насыщенных паров при температуре $T = 0,7T_c$.

Давление на входе в канал ($P_{x=0}$) принимается равным давлению в системе до начала процесса расширения. Граничная температура на входе в канал ($T_{x=0}$) принимается равной температуре предрасширения. Допускается, что на стенке канала $v_x=0$, $\frac{\partial T_{стенки}}{\partial x} = 0$. Термодинамические условия на выходе из камеры расширения приравниваются к нормальным физическим условиям. Геометрические условия определяются из соотношения $\frac{L}{D}$. Решения уравнений сохранения импульса, сохранения массы и сохранения энергии проводятся численно методом конечных объемов. В начальном приближении задается температура по всей расчетной области равной 343К, давление 100 бар, после процедуры итераций и схождения решений, начальное давление во входе в канал задается с шагом 5 бар, и так продолжается до достижения заданного входного давления.

Результаты и их обсуждение

На рис. 1 представлены экспериментальные результаты [3] и расчётные кривые описания растворимости антрацена на изотерме 313 К с использованием уравнения состояния Пенга-Робинсона.

Из графика видно хорошее согласие экспериментальных данных [3] и расчётных кривых. Таким образом, были найдены параметры бинарного взаимодействия, которые для антрацена равняются $k_{ij} (T = 313K) = -0,0785$. Что позволяет вычислять фактическую мольную долю растворенного антрацена во флюидной фазе в уравнении (1).

Составлено гидродинамическое описание исследуемого процесса расширения потока "Сверхкритический диоксид углерода – антрацен" через микронный канал постоянного сечения.

Построение расчетной области выполнялось в графическом приложении программы Fluent-Gambit. В данном случае для двухмерной (2D) осесимметричной геометрии потока была построена сетка для канала с отношением $\frac{L}{D} = \frac{2000}{150}$ мкм, а также для области свободной струи для камеры расширения $\frac{L}{D} = \frac{100}{40}$ мм. В результате получены поле температуры расширяющегося флюида (рис. 2).

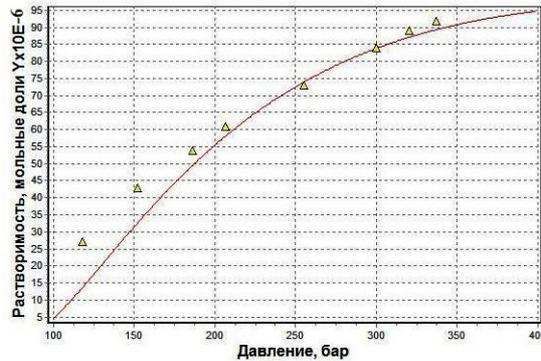


Рис. 1. Растворимость антрацена в сверхкритическом диоксиде углерода на изотерме 313 К: ▲ – экспериментальные значения [3]; линия – расчет

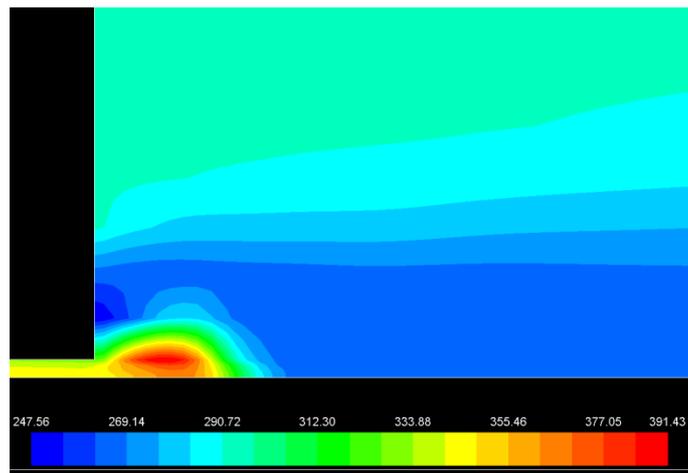


Рис. 2. Температурное поле расширяющегося флюидного потока «сверхкритический CO₂ – антрацен»

Благодарности

Работа выполнена в рамках Соглашения №14-08-31319\15 от 05.05.2015 с федеральным государственным бюджетным учреждением «Российский фонд фундаментальных исследований».

Литература

- [1] Гильмутдинов И.И. Математическое моделирование зародышеобразования и роста частиц ибупрофена в процессе быстрого расширения сверхкритического флюидного раствора в микронном канале и в свободной струе // И.И. Гильмутдинов, И.М. Гильмутдинов, И.В. Кузнецова, Р.И. Гиззатов, А.Н. Сабирзянов // Вестник технологического университета. – 2013. –Т.16.- №17.
- [2] Кузнецова И.В. Гидродинамика и зародышеобразование в канале и в свободной струе в процессе быстрого расширения сверхкритического раствора / И.И. Гильмутдинов, И.М. Гильмут-

СВЕРХКРИТИЧЕСКАЯ ФЛЮИДНАЯ ЭКСТРАКЦИЯ МАХОРКИ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ЭТАНОЛА В КАЧЕСТВЕ СО-РАСТВОРИТЕЛЯ

Каюмова В.А., Гумеров Ф.М.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: vka07@bk.ru

Целью данной работы является разработка технологии деникотинизации табака. А также выделение тотал-экстракта, представляющего собой все извлеченные компоненты сырья, отвечающего сверхкритическому флюидному состоянию сверхкритическим диоксидом углерода, с установлением некоторых технологических характеристик к функции условий осуществления процесса.

Согласно градации ЮНЕСКО получение экстрактов с внедрением суб- и сверхкритического углекислого газа (диоксида углерода) признано безальтернативной, экологически чистой, энерго- и ресурсосберегающей безотходной технологией XXI века. Для пищевой, парфюмерной и фармацевтической отрасли актуальным является переработка растительного сырья. А именно получение ароматических, вкусовых и красящих веществ из фруктов, овощей, специй; выделение масел из семян, зерен, бобов и т.д.; декофенизация чая и кофе, деникотинизация табака; выделение эфирных масел из цветов, выделение БАК из лекарственных растений. Метод СКФЭ позволяет реализовать все эти задачи и при этом заметна экономия по сравнению с традиционными методами.

В настоящее время перспективным способом извлечения тотал-экстракта является современный метод СКФЭ (сверхкритическая флюидная экстракция), в котором используется флюид. Флюидом являются разные растворители и со-растворители. В данном методе растворителем является диоксид углерода, а со-растворителем – этанол.

Были экспериментально получены данные по выходу экстракта из травы Махорка при экстрагировании СК СО₂, Процесс экстракции проводился при температуре 50 С по изобарам 25, 30, 35, 40 и 45 МПа, расход СО₂ –19 г/мин, расход этанола – 1 г/мин. В каждом опыте в экстрактор загружалось примерно 40-45 гр. исходного сырья. Один эксперимент длился 3 часа. При этих параметрах выход экстракта менялся по изобарам.

Если проанализировать первую зависимость, то можно сделать вывод, что при увеличение давления выход экстракта возрастает, что объясняется увеличением плотности СК СО₂, следовательно увеличением его растворяющей способности, но достигнув 35 МПа он достигает максимального значения. И с дальнейшим увеличением давления, выход экстракта не меняется. Это говорит о том, что лучшая растворяющая способность при давлении 35 МПа. Дальнейшее увеличение экономически не целесообразно.

Если проанализировать вторую зависимость, можно сделать вывод, что с увеличением температуры, выход экстракта увеличивается, но достигнув 50 °С, он имеет максимальное значение выхода. Это связано с увеличением растворяющей способности флюида с увеличением температуры и дальше растворяющая способность падает. Отсюда делаем вывод, что при 50 °С имеет место максимальному выходу экстракта из сырья.

Таким образом, из приведенных экспериментальных данных можно сделать вывод и зафиксировать оптимальные параметры выхода экстракта махорки. В нашем случае этими параметрами являются давление 35 МПа и температура 50 оС.

Литература

- [1] Zaripov Z. I. The Heat Capacity and Thermal Diffusivity of Aqueous Solutions of Alkali Metal & Salts in a Wide Pressure Range / Z. I. Zaripov, S. A. Burtsev, S. A. Bulaev, and G. Kh. k Mukhamedzyanov // J.Phys.Chem.. - 2004. - v.78. - №5. - P.697-700.
- [2] Randzio S.L. / Randzio S.L., Golier J.R., Eatough DJ., Lewis E.A., Hansen L.D./ Thermophys e 1994.v.15.№3.P.416-441.
- [3] Timms, R.E. Physical Properties of Oils and Mixtures of Oils / R.E. Timms // JAOCS. – 1985. – Vol.62. – № 2. – P.241–249.
- [4] Coupland, J. N. Physical Properties of Liquid Edible Oils / J.N. Coupland // JAOCS. – 1997. – Vol.74. – № 12. – P.1559-1564.
- [5] Acosta, G.M. High-Pressure PVT Behavior of Natural Fats and Oils, Trilaurin, Triolein, and n-Tridecane from 303 K to 353 K from Atmospheric Pressure to 150 MPa / G.M. Acosta, R.L. Smith Jr., K. Arai // J. Chem. Eng. Data. – 1996. – Vol.41. – P.961–969.

ТЕРМИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ТРИГЛИЦЕРИДОВ ЖИРНЫХ КИСЛОТ В ИНТЕРВАЛЕ ИЗМЕНЕНИЯ ТЕМПЕРАТУРЫ ОТ 298 К ДО 508 К И ДАВЛЕНИЯХ ДО 50 МПа

Михайлов А.Ю., Накипов Р.Р., Зарипов З.И.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: nakip88@yandex.ru

В процессах пищевой и химической промышленности широко используются растительные масла и смеси жирных кислот. Для расчета и проектирования технологического оборудования необходимо знание теплофизических свойств (коэффициенты теплового расширения α_p и изотермической сжимаемости β_T , изобарной теплоемкости C_p и температуропроводности λ) в широкой области изменения параметров.

С этой целью были выполнены исследования α_p рапсового и пальмового масла в интервале изменения температуры от 298 до 508 К и давлениях до 50 МПа на установке реализующей метод теплопроводящего калориметра с автоматическим сбором и обработкой информации [1].

Результаты контрольных измерений α_p , β_T *n*-гексана показали хорошее согласование с литературными данными [2].

Экспериментальные данные по $\alpha_p = f(p, T)$, полученные в широкой области изменения параметров состояния, позволяют дать оценку особенностям изменения α_p от температуры, давления и состава масел.

С повышением давления во всем интервале изменения температур α_p уменьшаются. Следует отметить, что характерным для исследованных масел является пересечение изотерм α_p , причём точка пересечения изотерм сдвигается в область более низких давлений с увеличением молекулярной массы. Изменение коэффициента теплового расширения в зависимости от температуры носит различный характер. До давления, соответствующего точке пересечения изотерм, с увеличением температуры α_p увеличивается, далее – уменьшается.

Получены обобщённые зависимости, рекомендованы уравнения, позволяющие рассчитать термодинамические свойства (плотность, теплоёмкость, изотермическую сжимаемость β_T , внутреннее давление) исследуемых масел в зависимости от изменения параметров состояния. Рассчитанные значения плотности пальмового и рапсового масел и сравнения полученных данных при атмосферном давлении с данными других авторов [3, 4, 5] показали отклонение в пределах 2%, обусловленное различным составом исследованных масел.

Литература

- [1] Zaripov Z. I. The Heat Capacity and Thermal Diffusivity of Aqueous Solutions of Alkali Metal & Salts in a Wide Pressure Range / Z. I. Zaripov, S. A. Burtsev, S. A. Bulaev, and G. Kh. k Mukhamedzyanov // J.Phys.Chem.. - 2004. - v.78. - №5. - P.697-700.
- [2] Randzio S.L. / Randzio S.L., Golier J.R., Eatough DJ., Lewis E.A., Hansen L.D./ Thermophys. 1994. v.15. №3. P.416-441.
- [3] Timms, R.E. Physical Properties of Oils and Mixtures of Oils / R.E. Timms // JAOCS. – 1985. – Vol.62. – № 2. – P.241–249.
- [4] Coupland, J. N. Physical Properties of Liquid Edible Oils / J.N. Coupland // JAOCS. – 1997. – Vol.74. – № 12. – P.1559-1564.
- [5] Acosta, G.M. High-Pressure PVT Behavior of Natural Fats and Oils, Trilaurin, Triolein, and n-Tridecane from 303 K to 353 K from Atmospheric Pressure to 150 MPa / G.M. Acosta, R.L. Smith Jr., K. Arai // J. Chem. Eng. Data. – 1996. – Vol.41. – P.961–969.

КОЭФФИЦИЕНТЫ ДИНАМИЧЕСКОЙ ВЯЗКОСТИ МАСЛЯНОЙ И ОЛЕИНОВОЙ КИСЛОТ В ДИАПАЗОНЕ ТЕМПЕРАТУР 313-473 К И ДАВЛЕНИЙ ДО 30 МПа

Саламатов Д.Ю., Габитов И.Р., Зарипов З.И.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

Email: dimkoy28@gmail.com

Данная работа была выполнена в рамках исследования процесса сверхкритического водного окисления СКВО, получившего в последнее время большое распространение в качестве метода утилизации различных промышленных отходов. Уникальные свойства сверхкритической воды позволяют хорошо растворять органические соединения, которые быстро реагируют с окислителем (кислородом или перекисью водорода), образуя воду и CO₂. В качестве модельных жидкостей были выбраны такие углеводороды как масляная и олеиновая жирные кислоты, динамическая вязкость которых была исследована методом падающего груза в указанном диапазоне температур и давлений.

ИССЛЕДОВАНИЕ ПОЛЕЙ ТЕМПЕРАТУР В ПРОЦЕССЕ ИСТЕЧЕНИЯ СВЕРХКРИТИЧЕСКОГО ФЛЮИДНОГО РАСТВОРА, РАСШИРЯЮЩЕГОСЯ ЧЕРЕЗ СОПЛО МИКРОННЫХ КАНАЛОВ

Плигускин Л.О., Кузнецова И.В.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: leonid.pliguskin@gmail.com

В настоящей работе в качестве исследуемых веществ используются антрацен и чистый диоксид углерода. Для проведения измерений был использован тепловизор Fluke Ti-25 (свидетельство о поверке № 207/13-2561).

Непосредственно под соплом вдоль потока установлена металлическая пластинка с выбранной толщиной металла 0,5 мм. Сверхкритический CO_2 , а так же смесь антрацена и сверхкритического CO_2 , расширяются в окружающую среду, через сопло с микронным каналом и далее попадая на пластину, изменяют её температурное поле. Эти изменения улавливает и определяет тепловизор.

При дальнейшей обработки данных использовалась программа IRsoft для профессионального анализа термограмм. Проставляя температуры по всей длине струи, через определённые промежутки, мы получили графики зависимости изменения температуры струи от длины струи. После анализа термограмм установлено, что антрацен влияет на тепловое поле струи, вследствие чего, она быстрее нагревается.

Проанализировав температурное поле потока, мы сможем найти размеры боковых ударных волн и диска Маха, исходя из различных значений температур, меняющихся скачками. В дальнейшем работа будет посвящена разработке полной математической модели, включающей температурные поля из этой статьи и данные по зародышеобразованию.

ТЕХНОЛОГИЯ УВЕЛИЧЕНИЯ ФУНКЦИОНАЛЬНОСТИ МАТЕРИАЛОВ ДОРОЖНЫХ ПОКРЫТИЙ ПОСРЕДСТВОМ СВЕРХКРИТИЧЕСКОЙ ФЛЮИДНОЙ ПРОПИТКИ ИХ КОМПОНЕНТАМИ НЕФТЯНЫХ ШЛАМОВ

Погодина К.И., Ахметзянов Т.Р., Габитов Ф.Р.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: farizan@kstu.ru

Разработана технология увеличения функциональности материалов дорожных покрытий посредством сверхкритической флюидной пропитки их компонентами нефтяных шламов».

В основе данной технологии предложено использовать сверхкритический флюидный (СКФ) импрегнационный процесс, пропитывая щебень деасфальтизатором, получаемым в процессе жидкостной пропан/бутановой экстракции из нефтяных остатков.

Для отработки комплексной технологии была создана экспериментальная установка.

По сравнению с зарубежными аналогами превосходит по ряду функций:

- ценовая эффективность (в 2-3 раза дешевле зарубежных аналогов)
- модульная конструкция установки дает возможность быстро и легко проверить и оптимизировать параметры процесса.
- возможность регенерации и рециркуляции экстрагента (пропан-бутан).

Режимные параметры осуществления комплексного процесса представлены в табл. 1.

Табл. 1. Режимные параметры осуществления комплексного процесса

№ эксп.	$P_{\text{экстракции}}$, МПа	$T_{\text{экстракции}}$, °С	$P_{\text{пропитки}}$, МПа	$T_{\text{пропитки}}$, °С	Массовое соотношение «экстрагент: нефт.остаток»	Выход деасфальтизата, %
1	4,5	85	4,5	85	2:1	66
2	4,5	85	4,5	138	1,5:1	54
3	7	85	7	138	2:1	65,4
4	7	85	7	138	1,5:1	52
5	7	85	7	138	1:1	42

Влияние условий осуществления СКФ-импрегнационного процесса на качество пропитки щебня деасфальтизатором хорошо видно по фотографиям, приведенным на рисунке 1.

Равномерная деасфальтизатная оболочка, образующаяся на поверхности камня после осуществления процесса пропитки (рисунок), обладает хорошими гидрофобными и адгезионными свойствами. Водопоглощение такого образца щебня составляет 0.24%.

Однако, в процессе постройки дороги и первых лет эксплуатации щебень интенсивно дробится, в результате чего оголяется его внутренняя часть. В случае пропитки с использованием традиционного подхода эта часть, как правило, оказывается необработанной, что приводит к увеличению водопоглощения материала и ухудшению его физико-механических свойств. Одним из путей решения данной проблемы является сквозная и равномерная пропитка щебня.

Пропитка щебня жидким раствором деасфальтизатора в пропан-бутановой смеси (условие №1 в табл.1) обеспечивает предпочтительно периферийную, так называемую, «корочковую» пропитку (рисунок в). В случае же перевода пропан - бутановой смеси в сверхкритическое флюидное состояние (условия № 2-5 в табл. 1) пропитка щебня деасфальтизатором оказывается равномерной и «сквозной» (рисунок).



Рисунок. Фотографии образцов щебня: а) исходный образец; б) внешний вид образца щебня после процесса пропитки; в) срез образца после пропитки в условиях №1 (табл. 1); г) срез образца после пропитки в условиях №4 (табл. 1)

В табл. 2 приведены физико-механические свойства исходного и пропитанных образцов щебня, оцененные в рамках методики ГОСТа 8269.0-97.

Технология увеличения функциональности материалов дорожных покрытий (щебень, шпалы) посредством сверхкритической флюидной пропитки их компонентами нефтяных шламов является экономически эффективным и энергоресурсосберегающим. Разработка и внедрение данной технологии позволит одновременно замещать импорт дорожных материалов и утилизацию нефтяных шламов. При этом основные технические характеристики материалов дорожных покрытий, а именно водопоглощение, достигает значений меньше 0,5%, тогда как у аналогов более 3,5%.

Табл. 2. Физико-механические свойства исходного и пропитанных образцов щебня

№ эксп. условий	Фракция, мм	Истинная плотность, г/см ³	Средняя плотность, г/см ³	Пористость, %	Водопоглощение, %	Показатели дробимости, %/ марка	
						В сухом состоянии	В водонасыщенном состоянии
Исходн. образец	20-40	2,7	2,36	12,6	3,6	16,4/600	17,1/600
1	20-40	-	-	-	3,6	-	-
2	20-40	-	-	-	0,95	-	-
4	20-40	2,69	2,29	14,9	0,54	16,4/600	16,9/600

Предложенная технология не имеет аналогов в России и соответствует высокому научно-техническому уровню развития науки и промышленности.

К потенциальным потребителям научно-технических результатов данного проекта можно отнести:

- предприятия нефтехимической отрасли (по утилизации нефтешламов и улучшения показателей рационального природопользования);
- Федеральное дорожное агентство Министерства транспорта Российской Федерации.
- Открытое акционерное общество "Российские железные дороги".

Работа выполнена в ФГБОУ ВПО «Казанский государственный технологический университет» при финансовой поддержке государства в лице Минобрнауки России. Соглашение № 14.574.21.0085. Уникальный идентификатор проекта RFMEFI57414X0085.

ТЕПЛОСБЕРЕЖЕНИЕ НА ГПА-16 ЦЕХА УРЕНГОЙ-ЦЕНТР

Сабилова А.Г., Хайруллин И.Х.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: sag1993sag@mail.ru

Примерно 0,37% природного газа, поступившего из магистральных газопроводов в ГПА-16 цеха Уренгой-Центр 1 используется как топливный газ. После процесса сжигания топливного газа и использования полученной тепловой энергии, затрачиваемой на работу газовой турбины, а она в свою очередь на работу нагнетающего транспортируемый газ компрессора. Отработанные газы на выходе из ГТУ имеют достаточно высокую температуру (338^{°C}), поэтому теплоту этих газов предлагается использовать в качестве теплоты регенерации (установить теплообменник-регенератор) для подогрева воздуха, подаваемого в камеру сгорания после сжатия компрессором ГТУ. За счет этого величина подводимой теплоты Q_1 в ГТУ снижается на величину $Q_{рег.}$. В результате $Q_1 = Q_1 + Q_{рег.}$. Это приводит к существенной экономии топливного газа (рисунок).

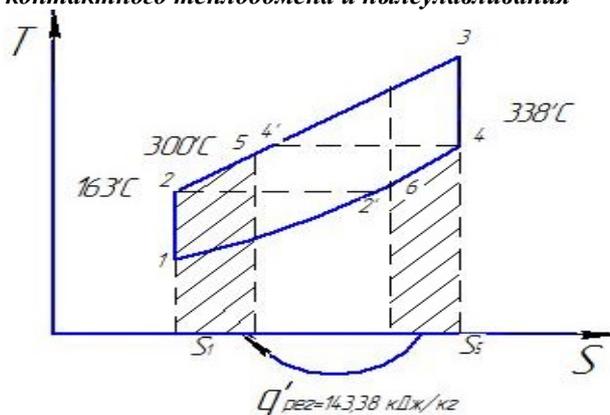


Рисунок. TS-диаграмма рекуперации тепла ГТУ

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА СВЕРХКРИТИЧЕСКОЙ ФЛЮИДНОЙ ЭКСТРАКЦИИ

Крайнов А.А. Степанова Т.О.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: krainov_kstu@mail.ru

Использование энергии является основой развития человеческого общества и позволяет ему изменять окружающую среду. Следовательно, производство энергии для покрытия нужд общества является одной из важнейших потребностей современной экономики, и в этом направлении работает огромное количество людей. Большинство из них заняты в области увеличения количества производимой электроэнергии и нефти. В то же время разрабатываются новые методы получения полезной энергии из доступных ресурсов, а так же энергосберегающих и малоотходных процессов.

Одним из таких процессов является процесс сверхкритической флюидной экстракции, заключающийся в использовании определенного вещества, параметры давления и температуры которого выше критических для данного вещества, в качестве растворителя в процессе экстракции. Процесс сверхкритической флюидной экстракции начал активно исследовать в семидесятые годы в процессах выделения, разделения, фракционирования и очистки. В настоящее время это быстроразвивающееся многообещающее научно-технологическое направление достигло высокого уровня развития. Результаты широкомасштабных исследований уже находят применение (в том числе в крупнотоннажных производствах) в пищевой, парфюмерной, химической, фармацевтической, нефтедобывающей и нефте- и углеперерабатывающей отраслях промышленности [1].

Процесс сверхкритической флюидной экстракции имеет множество преимуществ по сравнению с традиционными способами экстракции [1-4], а именно:

- высокая проникающая способность сверхкритического флюида, который сочетает в себе свойства жидкого и газообразного состояния (сильно влияют на проникающую способность низкая вязкость, малое вязкое трение и отсутствие поверхностного натяжения и высокие коэффициенты диффузии);
- малое время протекания процесса, которое связано с высокой проникающей способностью и высокой интенсивностью свободного движения сверхкритического флюида, так же процесс можно дополнительно интенсифицировать (путем теплового разложения целлюлозы при экстракции древесины);

- возможность управлять растворяющей способностью сверхкритического флюида при помощи изменения его давления и температуры, что позволяет добиться селективного экстрагирования;
- энергосберегающий характер процесса, связано это с тем, что в следствии сильной зависимости растворяющей способности сверхкритических флюидов от параметров состояния, полную регенерацию экстрагента можно осуществить путем изменения лишь температуры или давления;
- "зеленый" характер процесса, можно получить при использовании в качестве экстрагента безопасных для человека и окружающей среды веществ, например, диоксида углерода (CO₂) – бесцветный газ (в нормальных условиях), без запаха, со слегка кисловатым вкусом, содержится в воздухе и минеральных источниках, выделяется при дыхании животных и растений, растворим в воде.

Имея столько преимуществ перед традиционными способами экстракции, экстракция при помощи сверхкритических флюидов активно развивается в научном плане в настоящее время.

Величина растворимости вещества в сверхкритическом флюиде существенно зависит от температуры и давления: вещество, практически не растворимое в одних условиях, может хорошо растворяться в других. Поиск таких условий процесса, при которых будет достигнута максимальная степень извлечения целевого вещества, является важной задачей для технологов. Для ее решения в первую очередь необходимы экспериментальные данные по растворимости веществ в сверхкритическом растворителе, однако для исследования их поведения при изменении условий процесса этих данных не всегда бывает достаточно. В таких случаях обычно прибегают к математическим моделям, способным прогнозировать растворимость определенного вещества или веществ в заданных условиях[5].

Рассмотрим задачу математического моделирования растворимости веществ в сверхкритическом диоксиде углерода [6дис]. В качестве исходного использовано уравнение:

$$\frac{\partial \ln \varphi_k}{\partial p} = \frac{V_m^k}{RT} - \frac{1}{p} - \frac{\partial \ln \varphi_k}{\partial x} \quad (1)$$

где y_k – мольная доля растворяемого вещества k в растворителе, V_m^k – мольный объем вещества, p – давление системы, φ_k – коэффициент летучести.

Проинтегрировав уравнение в диапазоне от давления p_0 до p :

$$\ln y_k = \ln y_0 + \frac{V_m^k}{RT} (p - p_0) - \ln \frac{p}{p_0} - \ln \frac{\varphi_k}{\varphi_k^0} \quad (2)$$

где $y_k^0 = y_k(p_0)$, $\varphi_k^0 = \varphi_k(p_0)$. Уравнение для определения коэффициента летучести $\ln \varphi_k$ решалось с учетом p_0 , что позволило минимизировать среднеквадратичную ошибку.

Коэффициент летучести k -той компоненты при $T, V = \text{const}$:

$$\ln \varphi_k = \int_{V_m}^{\infty} \left[\left(\frac{\partial n z}{\partial n_k} \right)_{T,V} - 1 \right] \frac{dV_m}{V_m} - \ln z, \quad (3)$$

где $n = \sum_k n_k$ – общее количество молей в смеси, n_k – количество молей k -той компоненты, $V_M = V/n$ – мольный объем смеси, z – коэффициент сжимаемости, определяемый по уравнению состояния Пенга-Робинсона:

$$P = \frac{RT}{V_M - b} - \frac{a}{V_M^2 + 2bV_M - b^2} \quad (4)$$

$$z = \frac{PV_M}{RT} \quad (5)$$

где a, b – параметры уравнения:

$$a = \sum_{i,j} \sigma_{i,j} a_{i,j} \left(\frac{b}{b_{i,j}} \right)^{\beta_j} y_i y_j \quad (6)$$

$$b = \sum_{i,j} \gamma_{i,j} b_{i,j} \sqrt{y_i y_j}, \quad (7)$$

где $a_{i,j} = a_{j,i}$, $b_{i,j} = b_{j,i}$ коэффициенты, зависящие от $T_{кр}$ и $P_{кр}$ компонентов смеси, $\sigma_{i,j} = \sigma_{j,i}$, $\sigma_{i,i} = 1$, $\gamma_{i,j} = \gamma_{j,i}$, $\gamma_{i,i} = 1$, $\beta_{i,j} = \beta_{j,i}$, $\beta_{i,i} = 1$ – параметры бинарного взаимодействия, $x_i = n_i/n$ – мольная доля i -той компоненты в смеси.

Используя полученные выше уравнения получаем окончательное выражение для коэффициента летучести:

$$\ln \varphi_k = B_k(z-1) - \ln(z-B) + \frac{A}{2\sqrt{2B}} (A_k + C_k - B_k) \ln \left(\frac{z+(1-\sqrt{2})B}{z+(1+\sqrt{2})B} \right), \quad (8)$$

где коэффициент сжимаемости z находим из уравнения:

$$z^3 - (1-B)z^2 + (A-3B^2-2B)z - (AB-B^3-B^2) = 0, \quad (9)$$

$$A = \frac{aP}{(RT)^2}, B = \frac{bP}{RT}, \quad (10)$$

$$A_k = \frac{1}{a} \sum_j \sigma_{k,j} a_{k,j} \left(\frac{b}{b_{k,j}} \right)^{\beta_{k,j}} y_j, B_k = \frac{1}{b} \frac{\partial B}{\partial n_k} = \frac{1}{b\sqrt{y_k}} \sum_j \gamma_{k,j} b_{k,j} \sqrt{y_j} C_k = \frac{1}{a} (B_k - 1) \sum_{i,j} \sigma_{i,j} a_{i,j} \beta_{i,j} \left(\frac{b}{b_{i,j}} \right)^{\beta_{i,j}} y_i y_j, \quad (11)$$

Выбрав различные параметры бинарного взаимодействия $\sigma_{i,j}$, $\beta_{i,j}$ и $\gamma_{i,j}$ получаем определенные правила смешения.

Если $\sigma_{i,j} = 1 \forall i,j$ и $\gamma_{i,j} = \{1, i=j; 0, i \neq j\}$, то:

$$a = \sum_{i,j} a_{i,j} \left(\frac{b}{b_{i,j}} \right)^{\beta_{i,j}} y_i y_j, b = \sum_i b_{i,i} y_i, \quad (12)$$

Если $\gamma_{i,j} = \{1, i=j; 0, i \neq j\}$, то:

$$a = \sum_{i,j} \sigma_{i,j} a_{i,j} \left(\frac{b}{b_{i,j}} \right)^{\beta_{i,j}} y_i y_j, b = \sum_i b_{i,i} y_i, \quad (13)$$

Если положить только $\beta_{i,j} = 0 \forall i,j$, то:

$$a = \sum_{i,j} \sigma_{i,j} a_{i,j} y_i y_j, b = \sum_{i,j} \gamma_{i,j} b_{i,j} \sqrt{y_i y_j}, \quad (14)$$

В данном случае используют три подгоночных параметра, а именно $\sigma_{i,j}$, $\beta_{i,j}$ и $\gamma_{i,j}$. Расчет подгоночных параметров для различных правил смешения производится путем наилучшего среднеквадратичного приближения расчетных данных к результатам эксперимента. После определения параметров уравнение (2) считается неким приближением функции зависимости растворимости от давления при установленной температуре [1,6].

Благодаря математическому моделированию процессов сверхкритической флюидной экстракции мы можем рассчитать растворимость сверхкритического флюида, состоящего как из 1 вещества, так и с добавлением к основному веществу соразтворителей.

Сверхкритическое состояние веществ так же применяется и в других процессах, таких как сушка, адсорбция и сепарация. Процессы с использованием сверхкритических флюидов, являются перспективными, как с точки зрения науки, так и в коммерческих целях для извлечения дорогостоящих веществ, которые в настоящее время закупаются по высоким ценам из-за границы. Одним из примеров таких веществ являются биологически активные вещества, которые содержатся в растительном сырье и применяются в медицине и пищевой промышленности [7]. Развитие данного направления позволит заменить на рынке существующие экспортные вещества, сэкономив при этом значительную часть денежных средств.

Литература

- [1] Гумеров Ф.М. Суб- и сверхкритические флюиды в процессах переработки полимеров / Ф.М. Гумеров, А.Н. Сабирзянов, Г.И. Гумерова - Казань: Издательство "Фэн", 2007. - 336 с.
[2] Пичугин А.А., Тарасов В.В. // Успехи химии. 1991. Т. 60. № 11. С. 2412

- [3] Khorasani A.M. Supercritical fluid extraction of wood pulp with analysis by capillary gas chromatography-mass spectrometry/ Khorasani A.M., L. H McDaniel, Taylor T. T // Journal of Supercritical Fluids The (Impact Factor: 2.57). 04/2001.
- [4] C. Zetzl Supercritical fluid extraction of woods and roots from brazilian tropical forest region/ R. Ibe, M. Johannsen, C. Zetzl, G. Brunner.
- [5] Меньшутина, Н. В. Программный комплекс для прогнозирования растворимости в сверхкритических флюидах / Н. В. Меньшутина // Международный журнал "Программные продукты и системы". – 2013. - № 1. – С. 119-122.
- [6] Галимова, А. Т. Растворимость углеводородов в чистом и модифицированном сверхкритическом диоксиде углерода, как термодинамическая основа сверхкритической экстракционной регенерации катализатора оксид алюминия активный : дис. ... канд. технических наук : 01.04.14 / Галимова Альбина Талгатовна ; Казань. гос. ун-т. КНИТУ., 2013. - 132 с.
- [7] Сафин Р.Г., Зиатдинова Д.Ф., Сафина А.В., Степанова Т.О., Крайнов А.А. Современные направления переработки лесных ресурсов. // Вестник Казанского технологического университета. - 2015. –Т. 18. №15. - С. 144-148.

ОБОБЩЕННАЯ ФУНКЦИОНАЛЬНО-АЛГОРИТМИЧЕСКАЯ СТРУКТУРА СИНТЕЗА СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИМ ОБЪЕКТОМ

Исмайылов А.Е., Акимбекова Н.Е.

Алматинский технологический университет. Республика Казахстан. E-mail: box_email61.mail.ru

Одним из основных задач при оптимальном управлении биотехнологическими объектами является формирование управляющих решений с учетом их свойств и глубины проработки. Для решения данной задачи можно решить с помощью графического представления, которое позволит интегрировать решаемые задачи (обработку информации, контроль, оценку состояний, прогнозирование, формирование управляющей команды), повысить адаптивность и надежность системы в целом.

К основным принципам, на которых основываются ситуационные модели, относятся дискретность, самообучаемость, иерархичность, макроструктурность, целенаправленность и преемственность [2]. Эти принципы учитываются для построения математических моделей, алгоритмы управления отдельных процессов и биотехнологического производства в целом.

При практическом применении все эти принципы, методики, модели и алгоритмы используются в виде комплекса программных систем на основе современных компьютерных средств. Это дает возможность пользователю (оператору, технологу) успешно решать задачи анализа, синтеза и управления многостадийными биотехнологическими процессами и производством в целом.

Синтез системы оптимального управления включает в себя объект управления и устройства, осуществляющего процесс управления объектом. При этом процесс обработки информации можно рассматривать как сбор информации о состоянии объекта и их переработку в преобразователе. Результаты обработки информации используются для принятия решений о выполнении последующих операций или о дальнейшем использовании объекта. Предусматривается возможность уточнения управляющих воздействий, что и определяет наличие обратных связей.

Объект управления может связываться с управляющим устройством в различных вариантах в зависимости от функции, возлагаемой на систему управления [3]. При этом целесообразно идти по пути использования универсальных устройств, которые позволяют одновременно реализовать функции контроля, оценки состояний, защит и блокировок, принятия мер по изменению режимов технологических процессов.

Для управления многостадийным процессом ферментации предусмотрена система управления, в состав которых входят подсистемы моделирования, оптимизации и управления. Каждая из перечисленных функций реализуется методами управления с обратной связью. Если на всех функциях данной структуры используется управление с обратной связью, то, кроме контуров непосредственного управления объектом, можно говорить о контурах моделирования и оптимизации, т.е. о многоуровневой структуре контуров управления [1].

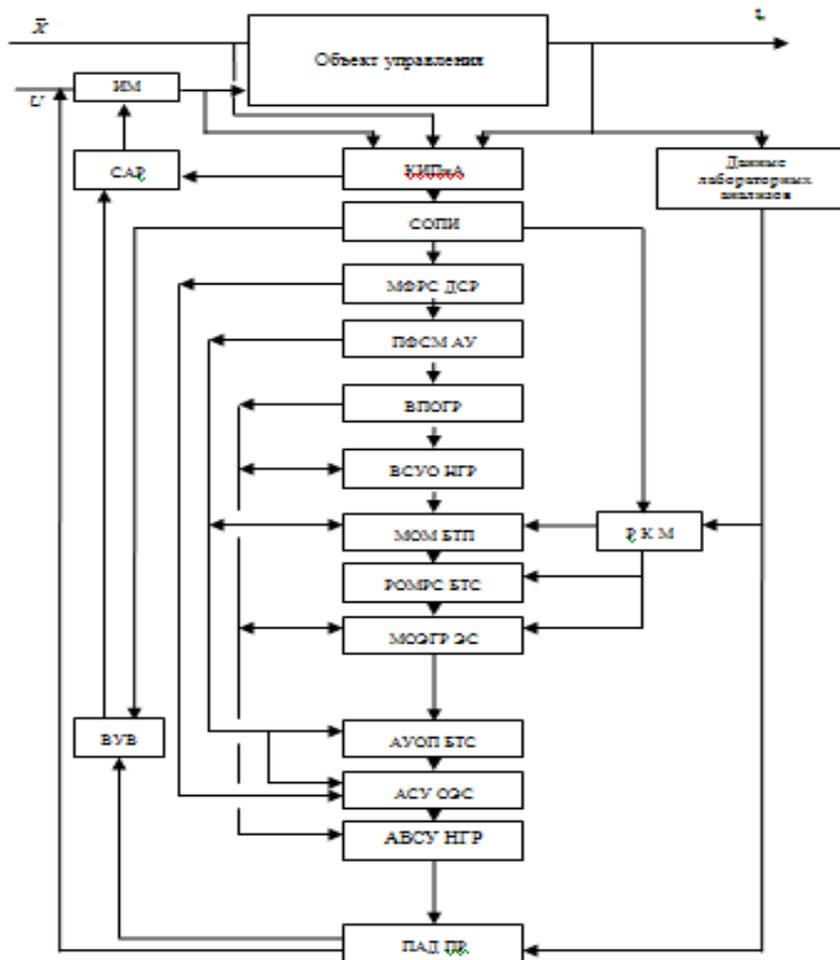


Рисунок. Структурная схема синтеза системы оптимального управления биотехнологическим производством

Рассмотрим функционально-алгоритмическую структуру синтеза системы управления биотехнологическим производством (рисунок).

Вся информация о состоянии объекта управления через контрольно-измерительные приборы и элементы автоматики (КИПиА) поступает в блок сбора и обработки первичной информации (СОПИ), где централизованно собираются данные о состоянии технологических процессов и основного от заданных значений. Обработываемая информация преобразуется в цифровую форму и направляется в память компьютера. Сбор и обработка первич-

ной информации включает фильтрацию, проверки на достоверность, усреднение, регламентные границы, обнаружение отклонений от оборудования, регистрацию необходимых параметров и отклонения от установленных пределов [4].

На основе полученной информации от объекта и лабораторных данных в блоке (МФРС ДСР) формируется математическая формализация различных (проблемных) ситуаций и выявляются допустимые способы разрешений её. Далее в блоке (ПФСМ АУ) формулируются принципы формализации ситуационных моделей и алгоритмов управления. В блоке (ВПОГР) исследуются возможности получения оптимального гарантированного результата.

Математическое описание многостадийного биотехнологического процесса производится в блоке (МОМ БТП) на основе расчета коэффициентов (кинетических, гидродинамических, физико-химических и др.), производимых в блоке расчета коэффициентов модели (РКМ). В блоке (РОМРС БТС) разрабатываются обобщенные модели различных структур биотехнологической системы. В блоке (МОЭГР ЭС) осуществляется моделирование оценки эффективности гарантированных решений при экстремальных состояниях.

В блоке (АУОП БТС) осуществляется вычисление по алгоритмам управления отдельными, процессами и биотехнологической системой в целом. Потом в блоке (АСУ ОЭС) производится вычисление по алгоритму ситуационного управления объектом при экстремальных состояниях. Далее в блоке (АВСУ НГР) осуществляется выбор стратегии управления объектом с наилучшим гарантированным результатом.

Результаты блока (АВСУ НГР) не всегда могут быть непосредственно переданы на исполнительные механизмы (ИМ). Необходимы их предварительная обработка, проверка моделей на адекватность реальному процессу с последующим принятием решения, эти функции осуществляются в блоке (ПАД ПР).

Далее в блоке (ВУВ) вычисляются управляющие воздействия и выдаются на систему автоматического регулирования (САР) в качестве задания (оператору, технологу) по оптимальному ведению процессов.

Регуляторы с учетом свойств объекта управления, связанные с управляющим устройством, вырабатывают управляющие команды, поступающие на ИМ.

Таким образом, предложена обобщенная функционально-алгоритмическая структура синтеза системы управления биотехнологическим объектом, реализация которой позволила в различных состояниях и ситуациях оптимально управлять технологическими процессами и комплексом в целом.

Литература

- [1] Воронин А.Н. Метод многокритериальной оценки и оптимизации иерархических систем // Кибернетика и системный анализ. - Москва, 2007. - №3. - С. 84-92
- [2] Гэйн К., Сарсон Т. Структурный системный анализ. Средства и методы. В 2 ч. Пер. с англ./Под ред. А.В. Козлинского - М.: Эйтэкс, 1993.
- [3] Имаев Д.Х., Ковальски З., Кузьмин Н.Н. Анализ и синтез систем управления. Теория. Методы. - Спб.: Сургут, Томск: Сургутский государственный университет-т, 1999.
- [4] Исмаилов М.А., Каипбергенов Б.Т. Диагностирование и управление технологическими процессами биохимического производства. - Ташкент: Фан ва технология, 2004. - 132 с.

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ БИОПОВРЕЖДЕНИЯ СТРОИТЕЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ НА КИНЕТИЧЕСКОЙ УСТАНОВКЕ В МОДЕЛЬНЫХ СРЕДАХ ОРГАНИЧЕСКИХ КИСЛОТ

Никифорова Т.А., Давлетшина Р.И., Савичева К.В., Шаехов Р.А.,
Тухбатуллина М.Ф., Биктагирова Л.Р., Вахитов Б.Р.
Казанский государственный архитектурно-строительный университет.
E-mail: tanya1995niki@gmail.com

Введение. Строительные материалы в процессе эксплуатации подвержены коррозионным разрушениям, обусловленным жизнедеятельностью микроорганизмов. К числу важнейших биодеструкторов относят: бактерии, плесневые грибы, водоросли, а также мхи, лишайники и др. Наиболее агрессивными биодеструкторами строительных материалов являются микроорганизмы. На их долю приходится более 40% всех биоповреждений в строительной отрасли [1].

В литературе существует более двухсот различных методов испытаний промышленных и строительных материалов на биостойкость [2]. Однако, эти методы требуют специальных условий, трудоемки и дороги, а также могут проводиться только в узком интервале температур и при определенном значении рН среды. Эти обстоятельства и определили цель настоящей работы, которая заключается в экспериментальной оценке кинетического метода испытаний строительных материалов на биоповреждение в модельных средах, который может позволить получить комплекс кинетических параметров процессов биокоррозии и на их основе разработать модель процессов биоповреждения строительных материалов.

Экспериментальная часть. Исследуемые минеральные строительные материалы представляют собой цементно-песчаный раствор, моделирующий мелкозернистый бетон. Исследуемые образцы изготавливаются в виде балочек размером 160×40×40 мм по ГОСТ 310.4-81 на основе цемента серого ПЦ-400-Д0, песка кварцевого фракции 0.5–0.25 мм, воды – бидистиллят, при водоцементном отношении – 0.53.

Биостойкость образцов минеральных строительных материалов в соответствии с ГОСТ 25881-83 определяется коэффициентами их химической стойкости ($K_{изг}$, $K_{сж}$), характеризующими изменение прочностных характеристик образцов цементно-песчаного раствора на сжатие и изгиб до и после экспозиции в модельной среде.

Для создания модельной среды использовались следующие карбоновые кислоты: уксусная кислота (ХЧ), щавелевая кислота (ЧДА), лимонная кислота (ЧДА).

Для испытания образцов минеральных строительных материалов на биостойкость применена лабораторная кинетическая установка с автоматическим регулированием основных параметров среды – температуры и рН.

Для определения прочностных характеристик образцов цементно-песчаного раствора использован гидравлический пресс с усилием 55 МПа/см².

Результаты и обсуждение. Как известно, экспериментальные исследования биоповреждения строительных материалов с использованием микроорганизмов в силу объективных причин трудоемки, представляют опасность для здоровья экспериментаторов и не позволяют изучать кинетику процессов биокоррозии [1]. В этой связи для проведения исследований процессов биоповреждения строительных материалов нами предлагаются и используются следующие методы и подходы.

Известно, что продуктами метаболизма плесневых грибов, вносящих основной вклад в биологическую коррозию минеральных строительных материалов, является спектр орга-

нических карбоновых кислот, создающих на поверхности образцов материалов высоко реакционную среду с низкими значениями pH. Причем максимальная концентрация кислот будет наблюдаться при повышенной температуре среды. Таким образом, по сути дела, не столько сами микроорганизмы, сколько продукты их метаболизма проявляют биокоррозионную активность по отношению к минеральным строительным материалам. Следовательно, возможно создать условия, максимально приближенные к реальным и моделирующие процесс биологической коррозии строительных материалов без использования живых микроорганизмов.

Биологический коррозионный процесс с точки зрения химической кинетики состоит, по меньшей мере, из трех основных стадий: это перенос реагирующих веществ к поверхности раздела фаз – реакционной зоне, протекание гетерогенной реакции на границе раздела фаз и отвода продуктов реакции из реакционной зоны [1]. Первый этап биокоррозии начинается с того, что карбоновые кислоты образуют тонкую пленку вокруг образца материала, при этом температура среды составляет 25 °С и pH ≈ 3. Во второй стадии биокоррозии происходит взаимодействие карбоновых кислот с расположенными на поверхности образца материала ионами кальция. Далее начинается реакция комплексообразования и идет вымывание в окружающую образец среду продуктов взаимодействия. Все это приводит к появлению на поверхности образцов начальных микротрещин. На третьей стадии биокоррозии преобладает диффузионный процесс, связанный с переносом карбоновых кислот внутрь образца по микротрещинам. Далее, можно считать процесс биоповреждения инициированным и не имеющим тенденции к затуханию.

Сформулированный подход позволил разработать способ оценки биостойкости строительных материалов в модельных средах [3]. Суть его заключается в следующем: образцы исследуемых строительных материалов укладывают в емкость, изготовленную из материала, стойкого к воздействию агрессивных сред, таким образом, чтобы расстояние между ними составляло не менее 20 мм, и заливают модельной средой. Затем емкость герметично закрывают, и образцы выдерживают в течение 28 суток. В процессе экспозиции pH среды поддерживается на одном уровне (не выше 3). Постоянство pH среды достигается постоянным добавлением модельной среды (pH = 3) с помощью дозирующего устройства. По окончании экспозиции исследуемые образцы извлекаются из емкости, сушатся, взвешиваются и подвергаются испытаниям на биостойкость.

Представленный подход к моделированию процесса биоповреждения минеральных материалов невозможен без специального аппаратного оформления. Установка для проведения кинетических исследований процессов биоповреждения минеральных строительных материалов в модельных средах в лабораторных условиях [4] представляет собой испытательную емкость, сделанную из материала, стойкого к воздействию рабочих сред или смесей кислот, на определенном уровне которой установлены испытываемые образцы материалов, погруженные в модельную агрессивную среду, при условии, что верхняя кромка среды должна быть выше верхней грани образцов (рис. 1, 2). Установка также включает в себя подпиточную и сливную емкости, а также блоки регулирования температуры и pH среды. Предусмотрена автоматическая регистрация и поддержание на постоянном уровне pH модельной среды и ее температуры, которая может быть задана в течение длительного периода времени в интервале от 25 до 45 °С с точностью 0.01 °С.

Модельные среды представляют собой водные растворы одно-, двух- и трехосновных органических карбоновых кислот с различной концентрацией.

Принцип работы лабораторной установки состоит в следующем. В испытательную емкость 1 вставляют кассету 2, в которой посредством полимерной сетки 3 вертикально ус-

тановлены образцы строительных материалов 4. В испытательную емкость 1 заливают модельную среду так, чтобы верхняя кромка среды была выше верхней грани образцов на 10–15 см. Модельная среда из испытательной емкости 1 попадает на всасывающий патрубок 12 насоса 11, работающего в постоянном режиме и обеспечивающего непрерывное перемешивание модельной среды в испытательной емкости 1. Модельную среду из нагнетающего патрубка 10 подают в поточный нагреватель 7 и нагревают электронагревателем 8. Поток нагретой модельной среды поступает в спиралевидный канал кассеты 2 и проходит через отверстия 5 в перфорированном верхнем дне кассеты 2, таким образом, перемешивая модельную среду вокруг образцов строительных материалов 4 и поддерживая заданный уровень температуры и pH среды посредством электронного блока управления 16.

Предложенная лабораторная установка не требует дорогостоящего оборудования, является безопасной для здоровья экспериментатора, позволяет повысить точность изучения процессов биоповреждения образцов строительных материалов за счет поддержания температуры и pH среды на заданном уровне и получать кинетические параметры процесса биоповреждения, что даст возможность создать математическую модель описания процессов биокоррозии. За счет возможности повышения температуры модельной среды использование установки позволяет не только определять кинетические параметры процесса биокоррозии материалов, но и существенно сократить время испытаний (в 2-4 раза) против существующих методов, так как при повышении температуры среды на 10 градусов, согласно правилу Вант-Гоффа, скорость процессов биокоррозии увеличивается в два раза [1].

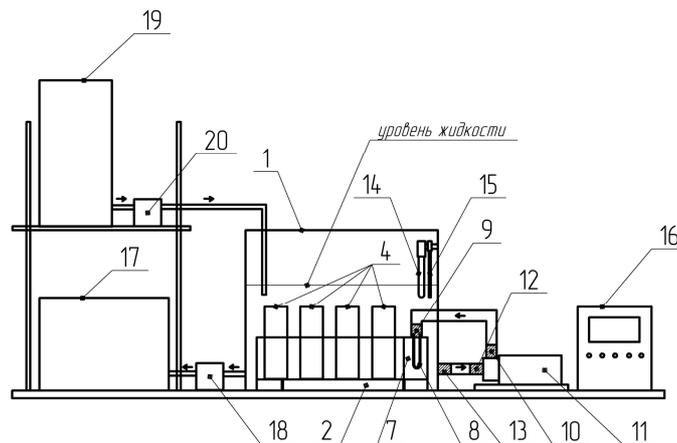


Рис. 1. Схема лабораторной кинетической установки: 1 – испытательная емкость; 2 – кассета для размещения испытуемых образцов в испытательной емкости (рис. 2); 3 – полимерная сетка, служащая для фиксации в ячейках кассеты образцов строительных материалов; 4 – образцы цементно-песчаного раствора; 5 – отверстия в верхнем двойном дне кассеты; 6 – полосы из листового оргстекла, образующие спиралевидный прямоугольный канал кассеты; 7 – поточный нагреватель модельной среды в кассете, 8 – электронагреватель среды в кассете; 9 – входной патрубок поточного нагревателя для поступления модельной среды; 10 – нагнетающий патрубок насоса; 11 – центробежный насос; 12 – всасывающий патрубок насоса; 13 – патрубок испытательной емкости; 14 – pH-электрод; 15 – датчик температуры модельной среды; 16 – электронный блок управления; 17 – сливная емкость; 18 – электромагнитный клапан в нижней части испытательной емкости; 19 – подпиточная емкость; 20 – электромагнитный клапан.

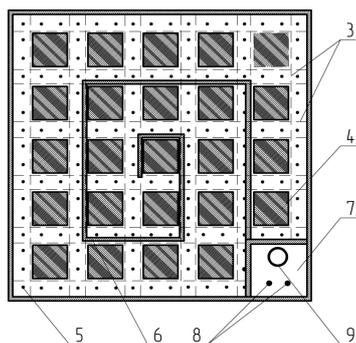


Рис. 2. Кассета для образцов

Образцы цементно-песчаного раствора экспонировались в течение 28 суток в смеси органических кислот (уксусная, щавелевая и лимонная) с различным их соотношением, при постоянном значении $pH = 3$, как наиболее рекомендуемом в литературе [1].

В результате проведенных исследований по оценке влияния модельной среды на прочностные характеристики образцов цементно-песчаного раствора (таблица) установлено, что уровень снижения прочностных характеристик у трех серий образцов за 28 суток различается сравнительно незначительно. Так, в среднем, значение коэффициента химической стойкости по прочности на сжатие составило 0.74, а по прочности на изгиб – 0.77.

Таблица. Изменение прочностных характеристик образцов цементно-песчаного раствора по результатам экспозиции в модельной среде (установки)

Прочность на сжатие и изгиб, коэффициент химической стойкости	Серия образцов		
	1	2	3
$R_{сж}$, МПа, после экспозиции в среде	10.85	11.6	12.50
$R_{сж}$, МПа, после экспозиции в воде	15.28	15.40	15.80
$R_{из}$, МПа, после экспозиции в среде	4.3	3.7	3.9
$R_{из}$, МПа, после экспозиции в воде	5.2	5.0	4.9
$K_{сж}$	0.71	0.75	0.79
$K_{из}$	0.82	0.74	0.79

Литература

- [1] Строганов В.Ф., Сагадеев Е.В. Введение в биоповреждение строительных материалов: монография. Казань: Изд-во Казанск. гос. архитектур.-строит. ун-та, 2014. 200 с.
- [2] Кряжев Д.В., Смирнов В.Ф., Смирнова О.Н., Захарова Е.А., Аникина Н.А. Анализ методов оценки биостойкости промышленных материалов (критерии, подходы) // Вестник Нижегородского университета. 2013. № 2 (1). С. 118–124.
- [3] Строганов В.Ф., Куколева Д.А. Способ испытаний строительных материалов на биостойкость. Патент РФ на полезную модель № 2471188, опубл. 27.12.12., бюл. № 36.
- [4] Строганов В.Ф., Сагадеев Е.В., Вахитов Б.Р. Лабораторная установка для испытания образцов строительных материалов на биостойкость в модельных средах. Патент РФ на полезную модель № 151772 опубл. 20.04.2015, бюл. № 11.

ЧИСЛЕННОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ РАЗМЕРА КАПЕЛЬ НА ЗОНЫ ПОРАЖЕНИЯ АММИАКОМ

Старовойтова Е.В., Галеев А.Д., Поникаров С.И.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: starovojtova@inbox.ru

Моделирование и оценка гипотетических сценариев является ценным инструментом для разработки и реализации соответствующих защитных возможностей и планирование мер по их предотвращению и снижению последствий. В связи с этим необходимо использовать надежные и проверенные математические модели, описывающие выбросы токсичных и горючих веществ в атмосферу и их распространение в воздухе. Полную модель для такого случая можно грубо разделить на три части: моделирование источника, модель рассеивания и моделирование воздействия (1). Множество работ было сфокусировано на моделировании рассеивания газа, тогда как моделированию источника уделялось недостаточно внимания.

При аварийных выбросах перегретых жидкостей (например, сжиженный аммиак в емкости под давлением) поступление вредных веществ в окружающую среду происходит при мгновенным вскипании, испарении аэрозольных капель и парообразовании из пролива. На сегодняшний день для описания источника жидкости с поверхности пролива применяют два подхода: упрощенные алгебраические формулы и вычислительную гидродинамику (CFD).

Применение вычислительной гидродинамики (CFD) и пристеночных функций для описания источника (2,3) позволяет производить совместно расчеты по дисперсии газа и парообразованию путем численного решения дифференциальных уравнений переноса массы, импульса, энергии, примесей и турбулентных характеристик.

В работе предлагается модель для определения зоны токсического поражения при залповом выбросе сжиженного аммиака на основе программного комплекса FLUENT. Проведен анализ влияния размера аэрозольных капель на результаты расчета зон поражения аммиаком на основе разработанной модели.

Математическая модель

В работе предполагается, что аммиак хранится в резервуаре при температуре выше нормальной температуры кипения. При разгерметизации емкости со сжиженным газом в результате резкого снижения давления и нарушения термодинамического баланса происходит мгновенное вскипание определенной части жидкой фазы. Оставшаяся после мгновенного вскипания жидкая фаза разливается на подстилающей поверхности и переходит в состояние кипения. В режиме кипения скорость испарения зависит от разности температур между жидкостью и окружающей средой. Скорость испарения кипящей жидкости регулируется тепловыми потоками от подстилающего твердого слоя и от атмосферы. При температуре жидкости ниже точки кипения процесс протекает в режиме испарения. В этом случае испарение происходит из-за разницы (парциальных) давлений пара веществ на поверхности пролива и в атмосфере. Скорость испарения некипящей жидкости в основном зависит от скорости, при которой пар может перемещаться под действием ветрового потока над проливом. В модели условие перехода между стадиями кипения и испарения определяется как:

$$W = \begin{cases} \frac{q_a + q_{grd} + q_s - q_p + q_{ar}}{\Delta H_g} & (q_a + q_{grd} + q_s - q_p + q_{ar} \geq J_{g,max} \cdot \Delta H_g) \\ J_{g,s} & (q_a + q_{grd} + q_s - q_p + q_{ar} < J_{g,max} \cdot \Delta H_g) \end{cases}, \quad (1)$$

где W – интенсивность испарения пролива, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; q_a – тепловой поток из атмосферы, $\text{Вт}/\text{м}^2$; q_{grd} – поток тепла от грунта к жидкости, $\text{Вт}/\text{м}^2$; q_s – поток тепла от солнечной радиации, $\text{Вт}/\text{м}^2$; q_p – тепловой поток, излучаемый поверхностью пролива, $\text{Вт}/\text{м}^2$; q_{ar} – тепловой поток к проливу вследствие излучения атмосферы, $\text{Вт}/\text{м}^2$; ΔH_g – удельная теплота парообразования, $\text{Дж}/\text{кг}$; $J_{g,max}$ – диффузионный поток, определяемый с помощью пристеночных функций из условия, что мольная доля пара на межфазной границе $Y_{g,s} \approx 1$ ($Y_{g,s} = 0,95$), $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; $J_{g,s}$ – массовый поток пара при испарении, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

В режиме кипения температура жидкости постоянна, при испарении происходит изменение температуры жидкости по формуле:

$$\frac{\partial T_{liq}}{\partial t} = \frac{q_a + q_{grd} + q_s - q_p + q_{ar} - J_{g,s} \cdot \Delta H_g}{C_{p,liq} \cdot m_{liq}}, \quad (2)$$

Тепловой поток, подводимый от грунта к жидкой фазе, решался, используя аналитическое уравнение. В этом случае q_{grd} рассчитывается как функция координат и времени согласно теории теплопередачи через полубесконечное твердое тело:

$$q_{grd}(x, y, t) = \frac{\lambda_{grd} (T_{grd}^0 - T_{liq})}{\sqrt{\pi a_{grd} (t - t_w(x, y))}}, \quad (3)$$

где λ_{grd} и a_{grd} – теплопроводность и температуропроводность подложки, T_{grd}^0 – начальная температура подложки, T_{liq} – температура пролива и t_w – момент времени, при котором начинается соприкосновение жидкости с твердой поверхностью.

Тепловой поток от подложки рассчитывался по формуле (3), но при этом значения температуры жидкости находились из численного решения.

Тепловой поток из атмосферы q_a вычислялся с помощью пристеночных функций (4):

$$q_a = \frac{(T_{liq} - T_p) C_p \rho C_\mu^{0,25} k_p^{0,5}}{T^+}; \quad (4)$$

$$T^+ = \begin{cases} Pr \cdot y^+ & y^+ < y_T^+ \\ Pr_i (u^+ + P_T) & y^+ > y_T^+ \end{cases} \quad (5)$$

$$P_T = 9.24 \left[\left(\frac{Pr}{Pr_i} \right)^{3/4} - 1 \right] [1 + 0.28 \exp(-0,007 Pr / Pr_i)]; \quad (6)$$

где T_{liq} – локальная температура жидкости, K ; T_p – температура в ячейке, прилегающей к стенке, K ; C_p – теплоемкость паровоздушной смеси, $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$; ρ – плотность паровоздушной смеси, $\text{кг}/\text{м}^3$; C_μ – коэффициент;

T^+ – безразмерная температура; k_p – турбулентная кинетическая энергия в ячейке, прилегающей к стенке, m^2/c^2 ; y^+ – безразмерное расстояние от стенки до первого расчетного узла; y_T^+ – безразмерная толщина теплового подслоя;
 Pr и Pr_t – молекулярное и турбулентное числа Прандтля соответственно;
 u^+ – безразмерная скорость; P_T – функция, учитывающая сопротивление теплового подслоя к теплопередаче.

Массовый поток аммиака с поверхности пролива $J_{g,s}$ в результате испарения рассчитывался на основе стандартных функций стенки с учетом поправки на поток Стефана:

$$J_{g,s} = K \frac{(Y_{g,s} - Y_{g,p}) \rho C_{\mu}^{0.25} k_p^{0.5}}{Y^+}; \quad (7)$$

$$Y^+ = \begin{cases} Sc \cdot y^+ & (y^+ < y_c^+) \\ Sc_t (u^+ + P_c) & (y^+ > y_c^+) \end{cases}; \quad (8)$$

$$P_c = 9.24 \left[\left(\frac{Sc}{Sc_t} \right)^{3/4} - 1 \right] \left[1 + 0.28 \exp(-0.007 Sc/Sc_t) \right], \quad (9)$$

$$K = \frac{\ln((1 - Y_{g,p})/(1 - Y_{g,s}))}{Y_{g,s} - Y_{g,p}}. \quad (10)$$

where $Y_{g,s}$ – локальная массовая доля на границе жидкость-газ; $Y_{g,p}$ – массовая доля в ячейке, прилегающей к стенке; Y^+ – безразмерная массовая доля;
 y_c^+ – безразмерная толщина диффузионного подслоя; Sc и Sc_t – молекулярное и турбулентное числа Шмидта соответственно; P_c – функция, учитывающая сопротивление диффузионного подслоя к теплопередаче; K – поправка на поток Стефана.

Наиболее подробное описание данной модели можно найти в работе (5). Тепловыми потоками q_s , q_p , q_{ag} пренебрегали.

Результаты расчета

Проведено численное исследование влияния размера капель аэрозоля на размеры зон поражения для случая выброса аммиака в атмосферу при двух скоростях ветра 1 м/с и 5 м/с. Ранее в работе (3) распределение капель по размерам в источнике задавалось с использованием соотношения Розин-Раммлера. В данной работе диаметры капель принимались постоянными и равными 10 и 100 мкм. Выбор размера аэрозольных капель был сделан на основе проведенных экспериментов, описанных в (6). Результаты анализа представлены на рисунке а,б.

При низких скоростях ветра (1 м/с) размеры капель влияют незначительно на формы и протяженность как зоны летальной токсодозы, так и на зоны, ограниченные пороговой токсодозой. Однако, при высоких скоростях ветрового потока наблюдается заметная разница для зоны смертельной токсодозы: длина зоны летального поражения больше, а ширина – меньше при $d_{aэp} = 10$ мкм, чем при $d_{aэp} = 100$ мкм. Это связано с более быстрым испарением капель меньшего размера и соответственно с более интенсивным рассеиванием первичного облака. Однако, вследствие сильного гравитационного растекания в начальный период формирования облака ширина пороговой зоны при 10 мкм больше, чем при 100 мкм.

Выводы

При низких скоростях ветра размеры капель влияют незначительно на размеры зон токсического поражения. В связи с тем, что оценка последствий поражения токсичном газом проводится, в основном, при низких скоростях ветра, то аэрозольные капли можно принимать одинакового диаметра. При высоких скоростях ветра к выбору размера капель нужно подходить более тщательно.

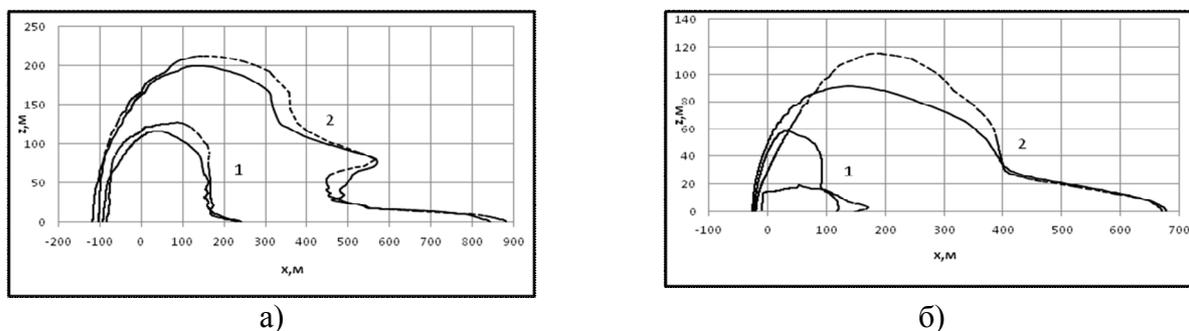


Рисунок. Изолинии токсодоз смертельной (1) и пороговой (2) при 1 м/с (а) и 5 м/с (б)
---- - $d_{\text{аэp}}=10\text{мкм}$; — - $d_{\text{аэp}}=100\text{мкм}$

Литература

- [1] Vik, T., Pettersson Reif, B.A., 2010. Modeling the evaporation from a thinliquid surface beneath a turbulent boundary layer. FFI-rapport 2010/00254, Norwegian Defence Research Establishment (FFI).
- [2] Desoutter, G., Habchi, C., Cuenot, B., & Poinso, T., 2009. DNS and modeling of the turbulent boundary layer over an evaporating liquid film. Int. J. Heat Mass Transf. 52, 6028–6041.
- [3] Galeev, A. D., Starovoytova, E. V., Ponikarov, S. I., 2013a. Numerical simulation of the consequences of liquefied ammonia instantaneous release using FLUENT software. Process Saf. Environ. Prot. 91, 191-201.
- [4] Fluent, 2006. Fluent 6.3 users guide. Lebanon, New Hampshire, USA: Fluent Inc.
- [5] Старовойтова, Е.В. Прогнозирование последствий аварийных залповых выбросов сжиженных газов: дис. ... к-та техн. наук: 05.26.03 / Старовойтова Евгения Валерьевна. – Казань, 2012. – 195 с.
- [6] Якуш, С.Е. Гидродинамика и горение газовых и двухфазных выбросов в открытой атмосфере: дис. ... д-ра физ.-мат. наук: 01.02.05 / Якуш Сергей Евгеньевич. – М., 2000. – 336 с.

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИЧЕСКИХ РЕЖИМОВ АБСОРБЦИИ В НАСАДОЧНЫХ АППАРАТАХ

Шавалеев Р.Р., Титова Е.С., Сафаров А.Р., Елизаров В.И.
Нижнекамский химико-технологический институт (филиал КНИТУ)
E-mail: atpp.nchti@mail.ru

При построении систем управления насадочными массообменными аппаратами математические модели нестационарных процессов массопереноса в зависимости от гидродинамических режимов в слое насадки можно рассматривать без продольного перемешивания и с учетом продольного перемешивания.

В работе рассматривается решение задачи нестационарного массопереноса в слое насадки без учета продольного перемешивания, в режиме полного вытеснения по жидкости и газу.

Пренебрегая изменением расходов газа и жидкости по высоте слоя насадки ($G = G_0$, $L = L_0$) уравнения нестационарного массопереноса принимают вид [1,2]:

$$\frac{\partial x}{\partial t} + u \frac{\partial x}{\partial \xi} = -k_x a (x^* - x), \quad (1)$$

$$\frac{\partial y}{\partial t} + v \frac{\partial y}{\partial \xi} = -k_x a (x^* - x), \quad (2)$$

с начальными и граничными условиями:

$$\begin{aligned} x &= x(\xi), \quad y = y(\xi) \text{ при } t = 0, \\ x &= x_0(t) \text{ при } \xi = 1, \\ y &= y_0(t) \text{ при } \xi = 0. \end{aligned} \quad (3)$$

где $x(\xi, t)$, $y(\xi, t)$ – распределения компонента в жидкой и газовой фазах; u , v – средние значения скорости жидкости и газа в аппарате; $k_x a$ – объемный коэффициент массопередачи, выраженный в концентрациях жидкой фазы; $x^* = y(\xi, t) / m$ – концентрация жидкой фазы, равновесная с концентрацией компонента в газовой фазе; $x_0(t)$, $y_0(t)$ – концентрация жидкости и газа на входе; $\xi = 0$, $\xi = 1$ – координаты входы газа и жидкости в слой насадки при противотоке фаз; t – время.

Решение системы уравнений в частных производных (1)-(3) при начальных и граничных условиях возможно численными методами, однако, они, как известно, трудоемки, требуют больших затрат оперативной памяти и машинного времени. Они не дают возможности провести анализ в общем виде, что часто необходимо.

Представим решение уравнений (1), (2) удовлетворяя граничным условиям (3), в виде ряда:

$$x(\xi, t) = x_0(t) + \sum_{k=1}^{\infty} x_k(t) \cdot \cos \frac{k\pi}{2} \xi, \quad (4)$$

$$y(\xi, t) = y_0(t) + \sum_{k=1}^{\infty} y_k(t) \cdot \sin \frac{k\pi}{2} \xi, \quad (5)$$

где $x_k(t)$, $y_k(t)$ – неизвестные функции времени t ; $k = 1, 3, 5, \dots$

Подставим решения (4) в уравнение (1), в решение (5) в уравнение (2), умножим их, соответственно, на $\cos \frac{m\pi}{2} \xi$ и $\sin \frac{m\pi}{2} \xi$ ($m = 1, 3, 5, \dots$) и проинтегрируем по ξ от нуля до единицы.

$$\frac{dx_0}{dt} \int_0^1 \cos \frac{m\pi}{2} \xi d\xi + \int_0^1 \sum_{k=1}^{\infty} \frac{dx_k}{dt} \xi \cos \frac{m\pi}{2} \xi d\xi - \frac{u}{H} \int_0^1 \sum_{k=1}^{\infty} \frac{k\pi}{2} x_k \sin \frac{k\pi}{2} \xi \cos \frac{m\pi}{2} \xi d\xi =$$

$$= -\frac{k_x a}{m_0} \left[\int_0^1 y_0 \cos \frac{m\pi}{2} \xi d\xi + \int_0^1 y_k \sin \frac{k\pi}{2} \xi \cos \frac{m\pi}{2} \xi d\xi \right] + k_x a \left[\int_0^1 x_0 \cos \frac{m\pi}{2} \xi d\xi + \int_0^1 x_k \cos \frac{k\pi}{2} \xi \cos \frac{m\pi}{2} \xi d\xi \right]$$

($k = 1, 3, 5, \dots$; $m = 1, 3, 5, \dots$).

$$\frac{dx_0}{dt} \frac{2}{m\pi} \sin \frac{m\pi}{2} + \frac{1}{2} \frac{dx_m}{dt} - \frac{u}{H} \frac{m\pi}{2} \cdot \frac{1}{m\pi} x_m = -\frac{k_x a}{m_0} \left[\frac{2y_0}{m\pi} \sin \frac{m\pi}{2} + \frac{y_k}{m\pi} \right] + k_x a \left[\frac{2x_0}{m\pi} \sin \frac{m\pi}{2} + \frac{x_m}{2} \right]$$

$$\frac{dx_m}{dt} - \left(\frac{u}{H} + k_x a \right) x_m + 2 \frac{k_x a}{m_0 m\pi} y_m = \left(-\frac{2k_x a}{m_0} \cdot \frac{2y_0}{m\pi} + \frac{2k_x a \cdot 2x_0}{m\pi} - \frac{4}{m\pi} \frac{dx_0}{dt} \right) \sin \frac{m\pi}{2} = \frac{4}{m\pi} \left(-\frac{k_x a}{m_0} y_0 + k_x a \cdot x_0 - \frac{dx_0}{dt} \right) \sin \frac{m\pi}{2}$$

Получим систему обыкновенных дифференциальных уравнений относительно $x_m(t)$ в виде:

$$\frac{dx_m}{dt} - c_1 x_m + q_1 y_m = e_1(t),$$

где $e_1(t) = \frac{4}{m\pi} \left(-\frac{k_x a}{m_0} y_0 + k_x a x_0 - \frac{dx_0}{dt} \right) \sin \frac{m\pi}{2}$ – возмущение на входе жидкой фазы (абсорбента или флегмы); $x_0(t)$, $y_0(t)$ – заданные (измеренные) значения $x_0(t)$, $y_0(t)$ при $\xi = 0$, $\xi = 1$; $c_1 = \frac{u}{H} - k_x a$; $q_1 = \frac{2k_x a}{m_0 m\pi}$; m_0 – коэффициент распределения.

Подставим решение (5) в уравнение (2).

$$\frac{dy_0}{dt} + \sum_{k=1}^{\infty} \frac{dy_0}{dt} \sin \frac{k\pi}{2} \xi + \frac{v}{H} \sum_{k=1}^{\infty} y_k \cos \frac{k\pi}{2} \xi \cdot \frac{k\pi}{2} = -k_x a \left[\frac{y_0}{m_0} + \sum_{k=1}^{\infty} \frac{y_k}{m_0} \sin \frac{k\pi}{2} \xi \right] + k_x a \left[x_0 + \sum_{k=1}^{\infty} x_k \cos \frac{k\pi}{2} \xi \right]$$

Умножим уравнение на $\sin \frac{m\pi}{2} \xi$ ($m=1,3,5\dots$) и проинтегрируем по ξ от 0 до 1 ($m=1,3,5\dots$).

$$\begin{aligned} & \int_0^1 \frac{dy_0}{dt} \sin \frac{m\pi}{2} \xi d\xi + \int_0^1 \frac{dy_k}{dt} \sin \frac{k\pi}{2} \xi \sin \frac{m\pi}{2} \xi d\xi + \frac{v}{H} \int_0^1 \sum_{k=1}^{\infty} \frac{ky_k}{2} \cos \frac{k\pi}{2} \xi \sin \frac{m\pi}{2} \xi d\xi = \\ & = -k_x a \left[\int_0^1 \frac{y_0}{m_0} \sin \frac{m\pi}{2} \xi d\xi + \int_0^1 \frac{y_k}{m_0} \sin \frac{k\pi}{2} \xi \sin \frac{m\pi}{2} \xi d\xi \right] + \\ & + k_x a \left[\int_0^1 x_0 \sin \frac{m\pi}{2} \xi d\xi + \int_0^1 \sum_{k=1}^{\infty} x_k \cos \frac{k\pi}{2} \xi \sin \frac{m\pi}{2} \xi d\xi \right] \\ & - \frac{dy_0}{dt} \frac{2}{m\pi} \cos \frac{m\pi}{2} \xi \Big|_0^1 + \frac{1}{2} \frac{dy_m}{dt} + \frac{v}{H} \frac{y_m}{2} = \\ & = -k_x a \left[-\frac{y_0}{m_0} \frac{2}{m\pi} \cos \frac{m\pi}{2} \xi \Big|_0^1 + \frac{y_m}{2m_0} \right] + k_x a \left[-x_0 \frac{2}{m\pi} \cos \frac{m\pi}{2} \xi \Big|_0^1 + \frac{x_m}{m\pi} \right] + \frac{2}{m\pi} \frac{dy_0}{dt} + \frac{1}{2} \frac{dy_m}{dt} + \frac{v}{2H} y_m = \\ & = -\frac{k_x a}{m_0} \frac{2y_0}{m\pi} - \frac{k_x a}{2m_0} y_m + \frac{k_x a}{m\pi} (2x_0 + x_m) \\ & \frac{dy_m}{dt} + \left(\frac{v}{H} + \frac{k_x a}{m_0} \right) y_m - \frac{2k_x a}{m\pi} x_m = -\frac{4k_x a}{m\pi} \left(\frac{y_0}{m_0} - x_0 \right) \\ & \frac{dy_m}{dt} + \left(\frac{v}{H} + \frac{k_x a}{m_0} \right) y_m - \frac{2k_x a}{m\pi} x_m = \frac{4k_x a}{m\pi} \left(x_0 - \frac{y_0}{m} \right) - \frac{4}{m\pi} \frac{dy_0}{dt} \end{aligned}$$

В результате преобразования получим систему обыкновенных дифференциальных уравнений относительно коэффициентов разложения $x_m(t)$, $y_m(t)$.

$$\frac{dx_m}{dt} - c_1 x_m + q_1 y_m = e_1(t), \quad m=1,3,5,\dots \quad (6)$$

$$\frac{dy_m}{dt} + c_2 y_m - q_2 x_m = e_2(t), \quad m=1,3,5,\dots \quad (7)$$

Здесь:

$$c_1 = \frac{u}{H} + k_x a, \quad q_1 = \frac{2k_x a}{m_0 m\pi}; \quad c_2 = \frac{v}{H} + \frac{k_x a}{m_0}; \quad q_2 = \frac{2k_x a}{m\pi}; \quad m=1,3,5,\dots$$

На основе полученных уравнений исследована сходимость решения на примере процесса абсорбции CO_2 водой в насадочной колонне с параметрами: диаметр колонны – $d = 3,5$ м; высота насадки – $H = 5$ м; состав газа (в объемн.%) $\text{CO}_2 = 30,2$, $\text{CO} = 4$, $\text{H}_2 = 48$, $\text{N}_2 = 17,8$; расход газа (на входе) $G_1 = 905$ кмоль/ч; давление $P = 1,6$ МПа; расходы воды – $L = 122000$ кмоль/ч; коэффициент массопередачи – $k_x a = 0.10675$; объем аппарата – $V = 40$ м³;

коэффициент распределения – $m_0 = 170$. На рис. 1 и 2 представлены графики распределения CO_2 в воде и газовой фазе по высоте слоя.

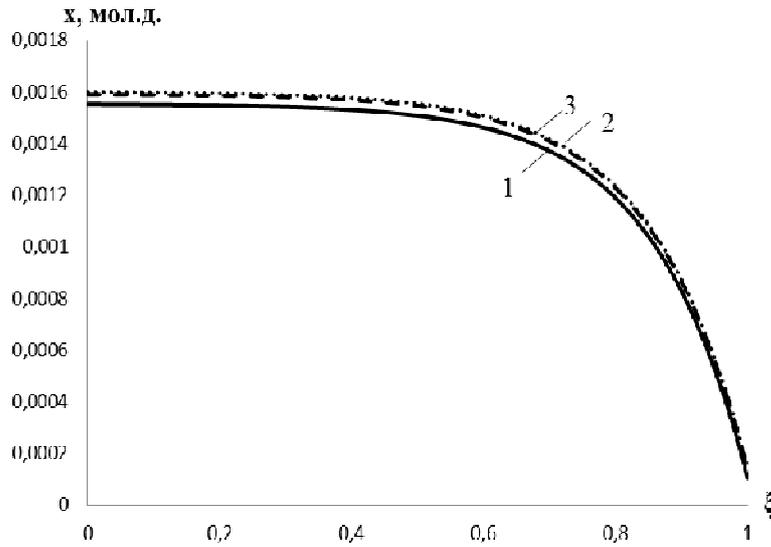


Рис. 1. Распределение CO_2 в воде по высоте слоя в зависимости от количества членов ряда в разложении (4): 1. $x(\xi, t) = x_0(t) + x_1(t) \cdot \cos \frac{\pi}{2} \xi$; 2. $x(\xi, t) = x_0(t) + x_1(t) \cdot \cos \frac{\pi}{2} \xi + x_3(t) \cdot \cos \frac{3\pi}{2} \xi$; 3. $x(\xi, t) = x_0(t) + x_1(t) \cdot \cos \frac{\pi}{2} \xi + x_3(t) \cdot \cos \frac{3\pi}{2} \xi + x_5(t) \cdot \cos \frac{5\pi}{2} \xi$.

Решение системы уравнений (6), (7) и (4), (5) определяет распределение полей концентрации компонента по высоте насадки. При построении систем управления процессом на основе полученного решения достаточно представить его в виде суммы двух членов ряда.

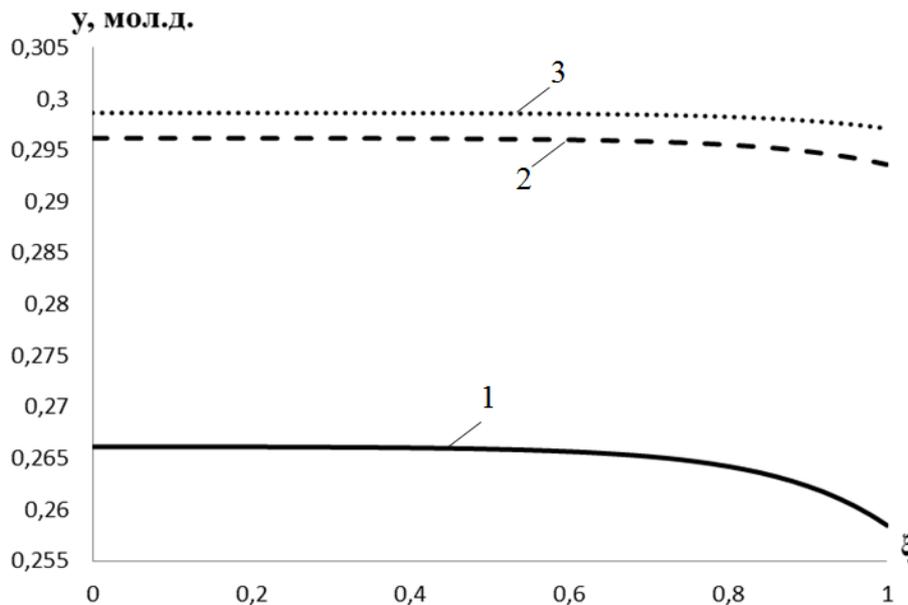


Рис. 2. Распределение CO_2 в газовой фазе по высоте слоя в зависимости от количества членов ряда в разложении (5): 1. $y(\xi, t) = y_0(t) + y_1(t) \cdot \sin \frac{\pi}{2} \xi$;

$$2. y(\xi, t) = y_0(t) + y_1(t) \cdot \sin \frac{\pi}{2} \xi + y_3(t) \cdot \sin \frac{3\pi}{2} \xi ;$$

$$3. y(\xi, t) = y_0(t) + y_1(t) \cdot \sin \frac{\pi}{2} \xi + y_3(t) \cdot \sin \frac{3\pi}{2} \xi + y_5(t) \cdot \sin \frac{5\pi}{2} \xi .$$

ПРОЦЕСС ГИДРООЧИСТКИ БЕНЗИНОВЫХ ФРАКЦИЙ

Гайнутдинов Б.Ф., Теляков Э.Ш.

Казанский национальный исследовательский технологический университет

Одна из основных задач отечественных нефтеперерабатывающих заводов - выпуск высококачественных нефтепродуктов, пользующихся высоким спросом на потребительском рынке.

Главной задачей процесса гидроочистки является получение качества гидроочищенной бензиновой фракции соответствующего требованиям к качеству сырья каталитического риформинга.

Процесс гидроочистки основывается на реакции гидрогенизации, в результате которой органические соединения серы, кислорода и азота превращаются в углеводороды с выделением сероводорода, воды и аммиака.

В процессе гидроочистки одновременно с реакциями сернистых соединений протекают многочисленные реакции углеводородов. К ним относятся: изомеризация парафиновых углеводородов, насыщение непредельных, гидрокрекинг.

Существует шесть основных типов реакций, протекающих в процессе гидроочистки:

- преобразование сераорганических соединений в сероводород;
- преобразование азотистых органических соединений в аммиак;
- преобразование кислородсодержащих соединений в воду;
- гидрирование олефиновых углеводородов до парафиновых соединений;
- преобразование галогенсодержащих органических соединений в галогеноводороды;
- удаление металлоорганических соединений

Основные факторы процесса гидроочистки

1. Температура

Реакция гидрирования сернистых, кислородных и азотистых соединений протекает при определенных температурах. Наиболее благоприятными температурами является 360 °С. При повышении температуры реакция гидрирования сернистых и непредельных соединений возрастает, дегидрирование нафтеновых интенсифицируется. Однако, при температурах более 400 °С интенсивность целевых реакций гидроочистки и особенно гидрирования непредельных углеводородов снижается. Это связано с возрастанием доли реакций гидрокрекинга.

При пуске блока гидроочистки на свежем не осерненном катализаторе, температура на входе в реактор не должна превышать 330 °С во избежание резкого подъема температуры вспышки при подаче первых порций сырья.

2. Давление

Глубина очистки растет с повышением парциального давления водорода, которое зависит от общего давления в системе, расхода подаваемого ВСГ и концентрации водорода в нем. При возрастании общего давления в системе растет парциальное давление водорода, способствующее увеличению глубины гидроочистки. Блоки предварительной гидроочистки рассчитаны на переработку бензиновых фракций при давлении 3 МПа.

3. Кратность ВСГ

При теоретически необходимых количествах водорода реакции гидрирования сернистых соединений могут протекать практически нацело, но скорость реакции будет очень мала, ввиду малых парциальных давлений водорода. Поэтому процесс ведут с избытком водорода.

Относительное количество водорода выражается молярным соотношением водорода и сырья на входе в реактор Р-1. На гидроочистку подается все балансовое количество ВСГ с риформинга, что способствует циркуляции не менее 100 м³/м³ сырья. Концентрация водорода в циркулирующем газе может не менее 70% объемных в зависимости от характера сырья и степени отработки катализатора гидроочистки.

4. Объемная скорость

Глубина очистки сырья зависит от объемной скорости подачи сырья V . Объемной скоростью называют отношение объема сырья, подаваемого в реактор за час, к объему катализатора:

$$v = \frac{V_f}{V_{\text{кат}}} \text{ час}^{-1}$$

где, V_f – объемная подача сырья на установку, м³/час;

$V_{\text{кат}}$ – объем катализатора, загруженного в реактор, м³.

С увеличением объемной скорости уменьшается время пребывания сырья в зоне реакции, т.е. уменьшается время контакта с катализатором. Это приводит к уменьшению глубины очистки сырья от сернистых соединений. При уменьшении объемной скорости степень очистки сырья от сернистых соединений возрастает, но при этом снижается производительность установки. В зависимости от химического и фракционного состава сырья и требуемой глубины гидроочистки, объемные скорости процесса могут быть в пределах от 1,5 до 5,0 час⁻¹.

Активность катализатора

Чем выше активность катализатора, тем с более высокой объемной скоростью можно проводить процесс при обеспечении заданной глубины очистки сырья.

Для определения активности катализатора сравнивают обессеривающую способность испытуемого катализатора с обессеривающей способностью эталонного образца.

Свежий катализатор должен иметь индекс активности не ниже 95%.

Если активность свежего катализатора не достигает максимальной величины, катализатор активируют в течение нескольких часов водородом при температуре выше 300 °С. При этом окись молибдена восстанавливается, меняя свою валентность от высшей валентности к низшей, которая каталитически более активная.

В процессе работы активность катализатора снижается за счет отложения кокса на поверхности.

Активность катализатора частично восстанавливается при повторных активациях водородом. Для восстановления сильно закоксованного катализатора проводится окислительная газовоздушная регенерация.

В первую очередь, факторами, вызывающими дезактивацию катализатора являются:

- накопление кокса на активных центрах;
- химическое соединение загрязнений, содержащихся в сырье, с компонентами катализатора.

При нормальной работе допускается уровень отложения углерода на катализаторе до 5 массовых процентов без значительного уменьшения степени гидрообессеривания, хотя способность к удалению азота может быть снижена.

Постоянное падение активности, требующее замены катализатора, обычно вызвано постепенным накоплением неорганических веществ, попадающих из исходного сырья, циркуляционного газа. Такими загрязнениями являются мышьяк, свинец, кальций, натрий, кремний и фосфор.

Единственным способом ограничить попадание следов металлических загрязнений на катализатор является ограничение их поступлений на вход в систему. Для этого необходимо производить добросовестный анализ сырья и исправлять причины, вызвавшие присутствие металлических загрязнений.

Растворенный кислород, хотя и не является каталитическим ядом для катализатора гидроочистки, должен быть также удален из сырья. При наличии кислорода в сырье может произойти излишнее закоксование оборудования, в особенности, сырьевых теплообменников.

Удаление металлов

Чем выше осаждение металлов, тем более катализатор теряет активность для удаления серы. Компонентами, которые легко находят на отработанном катализаторе гидроочистки, являются: мышьяк, кальций, магний, фосфор, свинец, кремний, медь и натрий.

Удаление металлов из сырья обычно происходит в плотном потоке жидкости по отношению к слою катализатора.

Как было установлено, железо концентрируется в верхних слоях катализатора, в виде сульфидов железа. Мышьяк, даже если его редко обнаруживают в количестве большем 1 ppb, одна часть на миллиард, имеет большее значение, так как является потенциальным ядом для платины катализатора риформинга.

Наличие натрия, магния и кальция в сырье установок каталитического риформинга является результатом подачи присадки и ингибитора коррозии на установках первичной переработки нефти.

Процесс удаления металлов из сырья завершается почти полностью при температуре выше 315 °С вплоть до полного насыщения катализатора гидроочистки, приблизительно до уровня 2-3 % масс. на вес катализатора.

Литература

- [1] А.Г. Касаткин «Основные процессы и аппараты химической технологии».
- [2] Герасименко А.М., Жадановский Н.Б., Финелонов В.П. Гидроочистка нефтепродуктов. - М.: Гостоптехиздат, 1962. - 133 с.
- [3] В.Н. Эрих, М.Г. Расина, М.Г. Рудин. Химия и технология нефти и газа. Л., Химия. 1985.
- [4] А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Каган. Процессы и аппараты химической технологии. М., Химия. 1967.

- [5] Чернышева Е.А., Осина И.В., Глаголева О.Ф. Процессы гидроочистки на отечественных катализаторах на базе действующих установок. Нефтепереработка и нефтехимия. - 2001. - №11. - С.78.
- [6] Орочко Д.И., Сулимов А.Д., Осипов Л.Н. Гидрогенизационные процессы в нефтепереработке. - М.: Химия, 1971. - 350 с.

СИСТЕМА РАЗОГРЕВА БИТУМНЫХ ПЛАСТОВ

Каримов А.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: aynur-karimov-94@mail.ru

Важная роль среди природных ресурсов принадлежит нефти как ценнейшему углеводородному сырью, масштабы добычи и использования которого во многом определяют экономический потенциал страны. Однако удорожание подготовки нефти, значительное ухудшение географических, природно-климатических и горно-геологических условий предопределяют тенденцию роста себестоимости добычи нефти. Одним из направлений решения данной проблемы является вовлечение в хозяйственный оборот альтернативных источников энергии, среди которых, в качестве наиболее перспективных, рассматриваются природные битумы. Так, за счет внедрения в производство рациональных методов добычи «синтетической нефти» из месторождений природных битумов Канада вышла на второе место в мире по запасам углеводородов. В настоящее время пристальное внимание специалистов привлекают ресурсы природных битумов, имеющиеся в недрах Республики Татарстан (более 2 млрд. т.). В механизме формирования залежей битума тектоническая составляющая предшественниками, исследовавшими ранее эти месторождения, не принималась во внимание или была недостаточно оценена роль разрывной тектоники в миграции, становлении и локализации битума. Несмотря на проведенные в большом объеме научно-исследовательские и опытно-промышленные работы по поиску, разведке, добыче битума, их разработка не получила должного развития.

Метод паротеплового воздействия на битумный пласт является основным при освоении трудноизвлекаемых запасов, к недостаткам которого можно отнести значительные теплотери, ухудшение экологической обстановки, незначительную площадь охвата пласта и низкий коэффициент извлечения.

Одним из перспективных направлений развития термических методов добычи битумов является совершенствование скважинного теплового метода, включающего в себя определение теплофизических, петрографических и тектонических особенностей строения битумных месторождений, строительство специальных скважин, осушение добычной ячейки. Бурение скважины с горизонтально-синусоидальным участком позволяет увеличить площадь охвата продуктивного пласта в 2 раза.

Продуктивный пласт в процессе закачки пара прогревается за счет использования скрытой теплоты парообразования (рисунок). При этом пар, распространяясь по поровому пространству, конденсируется. Дальнейший прогрев пласта осуществляется за счет теплоты горячего конденсата, в результате постоянного паронагнетания образуется контрастный фронт между нагретой частью пласта и природной частью. Известно, что поток пара, введенный в пласт, не рассеивается, а расслаивается. По закону конвекции пар будет мигрировать вверх, пока не встретится с теплофизическим барьером (таким как в нашем случае крышка из лингуловых глин), т.к. плотность пара много ниже плотности битума.

Все основные залежи и месторождения Татарстана представлены слоистыми горизонтально лежащими битуминозными песчаниками. В таких средах конвективный теплоперенос осуществляется преимущественно по границам слоев, т.е. горизонтально. Критерием возникновения конвекции в горизонтальном слое является число Рэлея, равное $Ra=12$ при изолированной верхней и нижней частях слоя. При наличии хотя бы одного изотермического слоя число Рэлея увеличивается до 27,5. Известная часть теплоносителя разогревает верхнюю часть пласта в том случае, если по трассе теплонагнетательной скважины вскрыты тектонические нарушения, которые трассируют практически все пермские отложения от карбона до неогена и до поверхности, т.е. большая часть теплоносителя устремляется вертикально вверх с большой скоростью. Таким образом, теплонагнетательная скважина должна быть пробурена в нижней части битумного пласта.

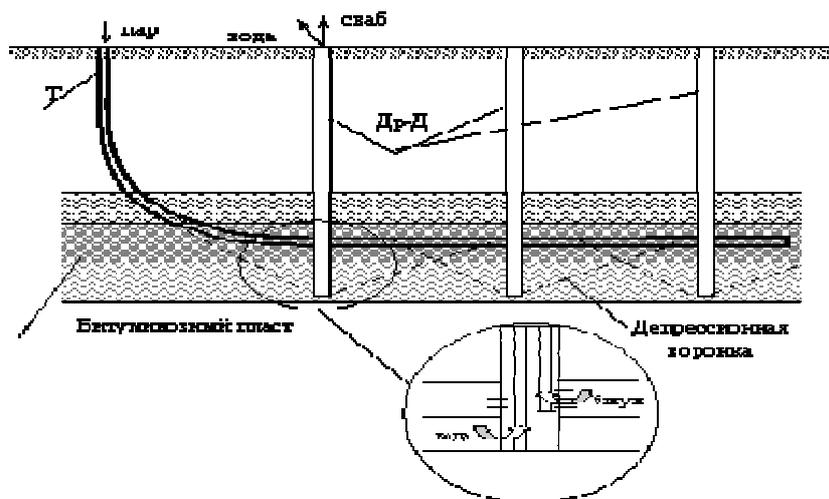


Рисунок. Схема добычной ячейки на битумном месторождении:
Т – теплонагнетательная скважина; Др-Д – дренажно-добычная скважина

Литература

- [1] Файзуллина Н. В. Новая методика освоения битумных залежей / Записки горного института, т. 155. СПб., 2003. - С. 53-55.
- [2] Файзуллина Н. В. Новая методика разведки и освоения битумных месторождений Республики Татарстан тепловыми методами из специальных скважин / Сборник статей научного симпозиума студентов, аспирантов и молодых ученых. - Томск, 2004. - С. 168-171.

РАСЧЕТ ВАЛОВ МАШИН ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ НА ПРОЧНОСТЬ В МОДУЛЕ ARM SHAFT

Ганин Е.А., Лашков В.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: ganin-ea@list.ru

Безопасность химических и нефтехимических производств тесно связана с расчетом и проектированием машин и агрегатов. Одним из основных элементов большинства машин являются валы различных конструкций, которые рассчитываются на статическую прочность, жесткость, сопротивление усталости и виброустойчивость и т.п. Проведение расчетов по многим параметрам объясняется тем, что в большинстве случаев валы тяжело на-

гружены и, кроме того, в силу конструктивных особенностей валов нагрузка на них значительна. Данные обстоятельства могут явиться причиной их усталостного разрушения. В связи с этим к определению геометрических параметров необходимо подходить ответственно.

Для того, чтобы выполнить расчет по известным методикам расчета [1], необходимо реальную конструкцию представить в виде расчетной схемы, выбрать тип опор, приложить нагрузки, построить эпюры изгибающих и вращающих моментов и по критическим сечениям оценить коэффициенты запаса прочности.

В данной работе приводится последовательность расчета на прочность валов с использованием современного отечественного модуля APM Shaft, являющегося частью пакета программ APM WinMachine (рис.1), в котором предусмотрены многочисленные расчетные и проектировочные процедуры [2, 3].

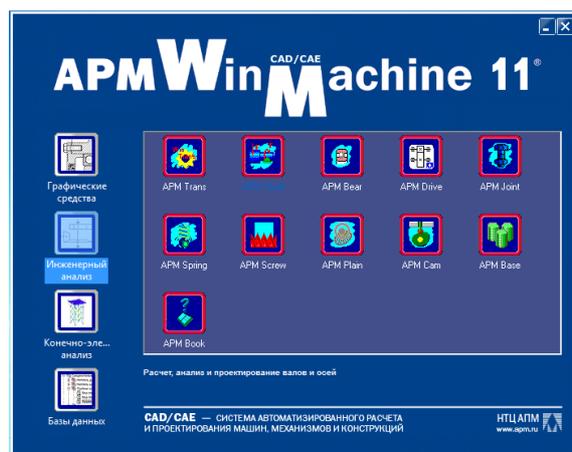


Рис. 1. Пусковое окно программы APM WinMachine

Для произведения расчета необходимо по диаметрам и длинам участков вала начертить его схему. Графический редактор валов входит в состав модуля APM Shaft и предназначен для задания геометрических характеристик объекта расчета. Построение схемы упрощает набор «примитивов», расположенных на инструментальной панели и который включает в себя основные элементы конструкции вала, например: цилиндрические и конические участки, фаски, шпонки, галтели, канавки и другие. Редактор позволяет легко изменять геометрические размеры участков вала, а при задании стандартных конструктивных элементов, таких как шпонки и шлицы и т.п. есть возможность выбрать их параметры из встроенной базы данных (APM Base).

После построения схемы задается точка приложения сил, действующих на вал. При расчете конической передачи в среднем сечении зубчатого венца колеса нормальная сила раскладывается на составляющие: радиальную, окружную, и осевую (изгибающий момент). Указанные нагрузки приводят к возникновению в сечениях вала нормальных и касательных напряжений. Нормальные напряжения обусловлены наличием изгибающего момента, а касательные – вращающего момента и внешней поперечной силы.

По алгоритму расчета требуется указать условия закрепления вала, задав тип опор и участки на которых они расположены. Параметры материала, из которого изготавливается вал, задается вручную, используя вкладку «Параметры материала», или выбираются из библиотеки данных.

На рис. 2 представлено рабочее пространство модуля APM Shaft с примером ввода основных исходных данных.

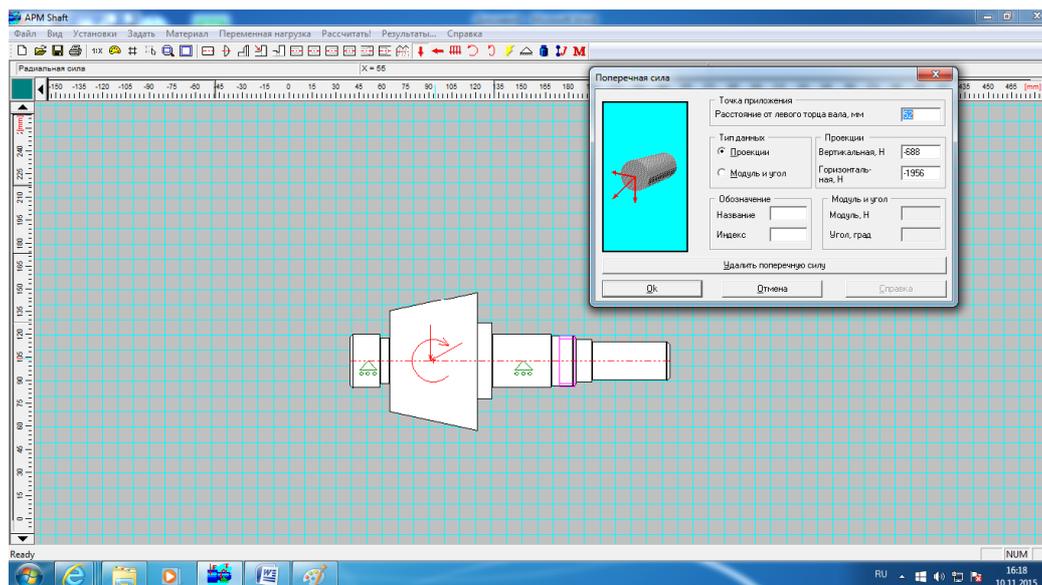


Рис. 2. Рабочее пространство модуля APM Shaft

Использование расчетного модуля позволяет намного сократить время вычислений по сравнению с известной методикой проектирования и расчета валов, изложенной в учебниках по дисциплинам: «Детали машин» и «Основы проектирования», избежать ошибок вычислений и повысить их точность. Кроме этого, при расчете на прочность реализуется возможность оптимизации конструкции вала, что позволяет сократить расход материала и, следовательно, обеспечивает экономичность процесса изготовления детали.

В качестве примера рассмотрен расчет выходного вала конического прямозубого редуктора, входящего в привод шаровой мельницы. Основными данными, которые использовались при расчете, были: мощность на тихоходном валу (вращающий момент), $P_T = 5,5$ кВт; частота вращения тихоходного вала $n_T = 200 \text{ мин}^{-1}$ и срок службы редуктора $L_h = 30000$ ч.

Программа позволила получить результаты расчета вала на статическую прочность, сопротивление усталости и изгибную жесткость, как в виде отдельных числовых значений параметров, так и в виде иллюстраций. В качестве выходных данных регистрировались величины реакций в опорах валов, эпюры моментов изгиба, построенных в двух взаимно перпендикулярных плоскостях, графики изменения перемещения и углов наклона сечений по длине вала, график распределения эквивалентных напряжений и график изменения коэффициента запаса усталостной прочности (рис. 3).

Анализ зависимости указывает, что в левом сечении от колеса эквивалентные напряжения имеют максимальное значение. Возникновение повышенного напряжения объясняется наличием концентратора напряжений – канавки на этом участке вала.

По совокупности полученных результатов был сделан вывод о том, что вал удовлетворяет требованиям по условиям прочности, обеспечивающим надежную эксплуатацию в рабочих условиях.

Удобный и понятный графический интерфейс, мощные функциональные возможности и наглядность выходных данных позволяют использовать данный модуль при расчетах на прочность деталей машин для обеспечения безопасных условий работы механического оборудования в химических и нефтехимических производствах.

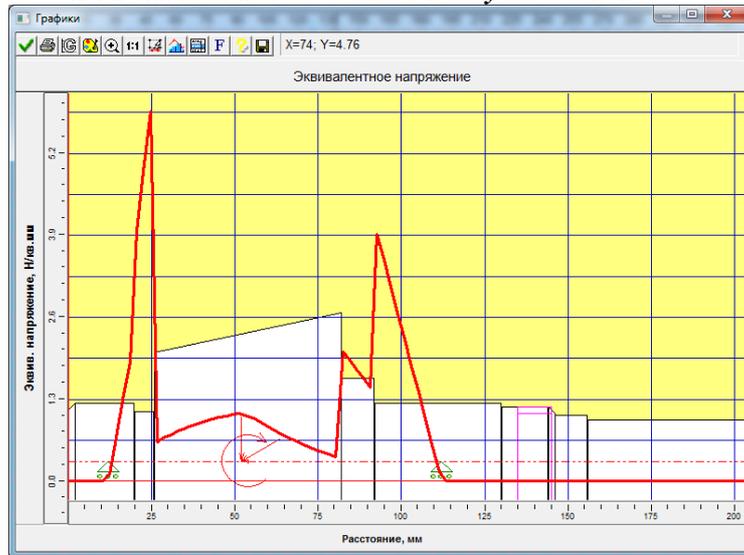


Рис. 3. График изменения эквивалентных напряжений по длине вала (пример расчета)

Литература

- [1] Дунаев П.Ф., Леликов О.П. Конструирование узлов и деталей машин /П.Ф. Дунаев, О.П. Леликов. М.: Машиностроение, 2009. – 496 с.
- [2] Кондрашева С.Г., Хамидуллина Д.А., Лашков В.А. Инженерное проектирование механизмов и машин с использованием системы АРМ WinMachine /С.Г. Кондрашева, Хамидуллина Д.А., В.А. Лашков //Вестник КГТУ. - 2011. - № 19. С.193-198.
- [3] Шелофаст В.В. Основы проектирования машин /В.В. Шелофаст. М.: Изд-во АПМ, 2005. 472с.

ИНЖЕНЕРНЫЙ АНАЛИЗ КЛИНОРЕМЕННЫХ ПЕРЕДАЧ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ СИСТЕМЫ АРМ WINMACHINE

Нурмухаметов А.И., Кондрашева С.Г., Лашков В.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: afk_delete-ce8b9fdb5@vkmtsstngtr.com

Первостепенное значение для решения задач, направленных на безопасность и надежность химических и нефтехимических производств имеют исследования надежности, прочности и долговечности машин и агрегатов, используемых в отраслях. Машины и агрегаты имеют кинематические связи, включающие механические передачи, которые согласуют параметры движения в процессе передачи его от электродвигателя к исполнительному механизму. Достаточно часто приводы содержат ременные передачи, отличающиеся простотой конструкции и надежностью.

Исходя из заданных условий работы оборудования, для обеспечения безопасности, надежности, долговечности и экономичности необходимо решить задачу по рациональному выбору материала и основных размеров ременной передачи, выполнить точные расчеты на прочность, жесткость и устойчивость.

Для того чтобы создать качественное и конкурентноспособное оборудование, необходимо произвести всесторонний инженерный анализ, проектируемого объекта, и выбрать

оптимальные характеристики из множества предлагаемых решений. В настоящее время разработано большое количество методик расчета различных передач [1], однако всесторонний анализ и оптимизация становятся возможными только с использованием современных программных средств [2, 3].

В данной работе рассматривается расчет клиноременной передачи, выполненный при помощи модуля APM Trans, входящий в пакет российской программы APM WinMachine (рис.1). Модуль APM Trans предназначен для проектирования и расчета механических пе-

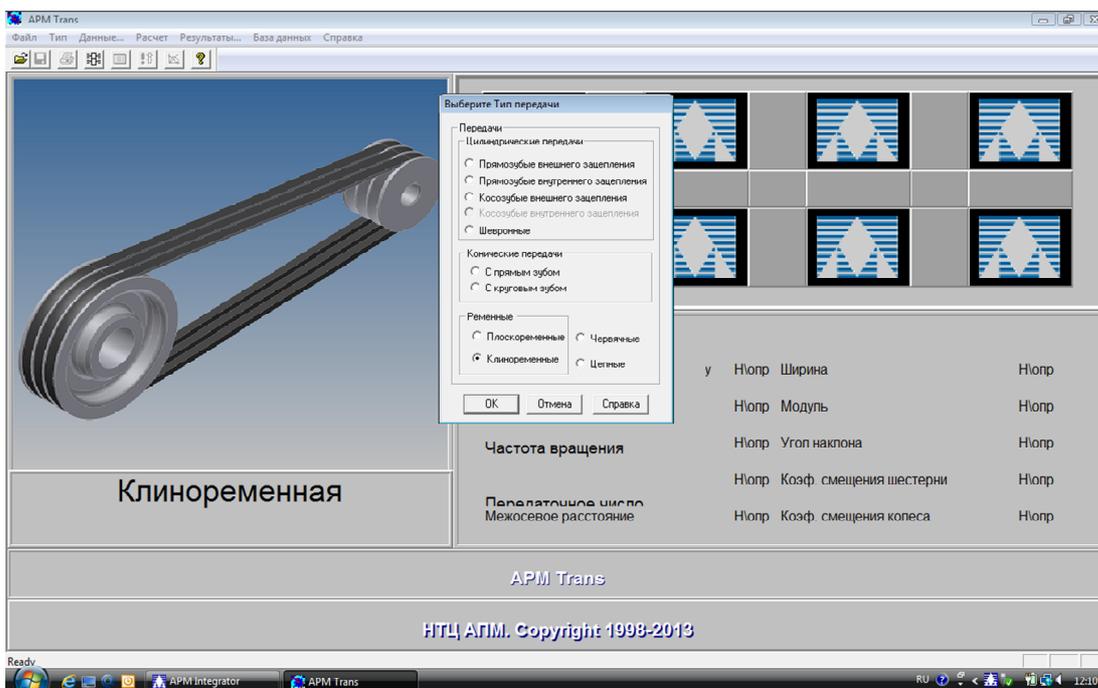


Рис. 1. Диалоговое окно модуля APM Trans, реализующего расчет клиноременной передачи

редач, а методы, используемые для вычислений системы APM WinMachine, имеют достаточную для инженерной практики точность.

Для включения модуля APM Trans необходимо выбрать вкладку «Инженерный анализ» из стартового окна системы WinMachine, затем выбрать заданный модуль. В открывшемся окне выделяем клиноременную передачу. Задаем основные параметры клиноременной передачи в вкладке «Данные»: мощность на ведущем валу [кВт], обороты ведущего вала [об/мин], передаточное число, коэффициент динамичности нагрузки, максимальное число ремней. Из списка типов расчета выбираем проекторочный расчет. При проекторочном расчете модуль APM Trans, используя исходные данные, рассчитывает основные геометрические размеры передачи, основываясь на критериях тяговой способности и долговечности ремня.

Для выполнения расчета передачи следует выбрать вкладку «Расчет». Чтобы получить результаты расчета необходимо выбрать вкладку «Результаты». Результатом расчета является определение конструкции ремня, его сечения, числа ремней, геометрических размеров передачи, ее конструкции и обеспечение требуемого срока службы. Важной особенностью данной системы является создание рабочих чертежей элементов, рассчитываемых в передаче.

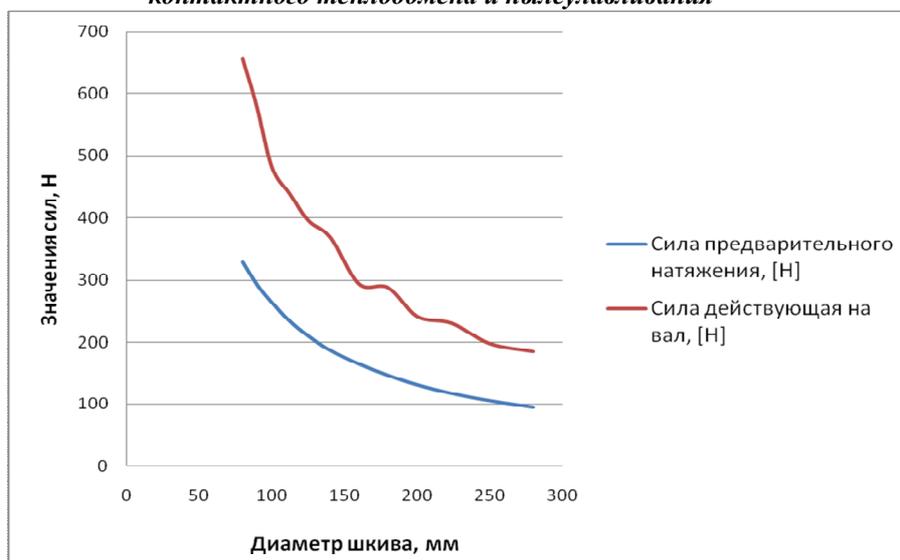


Рис. 2. Зависимости силы предварительного натяжения ремня и силы действующей на валы и опоры от диаметра ведущего шкива (количество ремней в передаче - 2)

По результатам, полученным из расчета, определена графическая зависимость силы предварительного натяжения ремня, а также сил, действующих на вал, от диаметра ведущего шкива, для различных сечений ремня: Z, A, B, C (рис.2), численные результаты расчета представлены в таблице.

Из графика видно, что для всех сечений ремня силовые линии сил предварительного натяжения и сил, действующих на вал, совпадают. Следовательно, силы, действующие в клиноременной передаче, не зависят от выбранного сечения, но зависят от диаметра ведущего шкива, причем с увеличением диаметра величина сил уменьшается.

Аппроксимацией полученных результатов полиномом третьей степени с помощью приложения Excel были получены уравнения перечисленных выше зависимостей с высокой доверительной вероятностью:

для силы предварительного натяжения

$$y = -4 \cdot 10^{-5} x^3 + 0,0284x^2 - 7,0269x + 725,3;$$

для силы, действующей на валы

$$y = -0,0001x^3 + 0,00703x^2 - 16,425x + 1556,2.$$

Таблица. Результаты расчета клиноременной передачи

двед, мм	К-во ремней сеч. Z	К-во ремней сеч. A	К-во ремней сеч. B	К-во ремней сеч. C
80	5	-	-	-
90	4	4	-	-
100	4	3	-	-
112	3	3	-	-
125	3	2	2	-
140	3	2	2	-
160	3	2	1	-
180	2	2	-	-
200	2	2	-	-
224	2	2	-	2
250	2	2	-	2
280	2	2	-	2

Анализ результатов расчета показывает, что от диаметра ведущего шкива зависит сечение ремней и их количество. При выборе варианта расчета необходимо учитывать следующие положения: из возможных значений при выборе варианта сечения ремня предпочтение следует отдавать меньшему по площади и высоте сечению, так как у таких ремней напряжение изгиба меньше, а ресурс и КПД передачи выше. С другой стороны, при выборе меньшего сечения возрастает количество ремней. Из-за разной в пределах допуска длины ремней, отличий механических характеристик их материалов распределение нагрузки между отдельными ремнями будет различной.

Литература

- [1] Буланов Э.А., Зубарев А.А. Расчет ременных передач на заданный ресурс /Э.А. Буланов, А.А. Зубарев //Вестник машиностроения. 1995. №1. С. 18-20.
- [2] Кондрашева С.Г., Хамидуллина Д.А., Лашков В.А. Инженерное проектирование механизмов и машин с использованием системы АРМ WinMachine /С.Г. Кондрашева, Хамидуллина Д.А., В.А. Лашков //Вестник КГТУ. - 2011. - № 19. С.193-198.
- [3] Шелофаст В.В. Основы проектирования машин /В.В. Шелофаст. М.: Изд-во АПМ, 2005. 472с.

МОДЕЛИРОВАНИЕ МАССОПЕРЕНОСА В СИСТЕМЕ ГАЗ-ЖИДКОСТЬ- ТВЕРДОЕ ПРИ ТЕЙЛОРОВСКОМ РЕЖИМЕ ТЕЧЕНИЯ

Светлов С.Д., Абиев Р.Ш.

Санкт-Петербургский государственный технологический институт

(технический университет).

E-mail: rufat.abiev@gmail.com

Одной из важнейших задач в химических технологиях является равномерное распределение реагирующих веществ и вводимой энергии в объеме аппарата [1, 2]. В последние десятилетия широкое развитие получили микрореакторы – миниатюрные аппараты, пригодные для проведения гомофазных и гетерофазных процессов. Микрореакторы состоят из одного или большого количества параллельных каналов малого поперечного сечения.

Благодаря малым поперечным размерам, в таких каналах возможно создание устойчивого упорядоченного движения гетерофазной среды. Среди наиболее эффективных режимов течения выделяют Тейлоровский (снарядный) режим. При таком режиме течения пузыри (или капли) дисперсной фазы (снаряды) отделены друг от друга пробкой (слагом) сплошной среды (рис. 1). Снаряды отличаются от обычных пузырей (здесь и далее понятие «пузырь» можно обобщить и на понятие «капля») тем, что имеют длину, превышающую их диаметр. Между снарядом и стенкой капилляра существует тонкая пленка сплошной фазы. Особенностью тейлоровского режима является интенсивное перемешивание, как в сплошной, так и в дисперсной фазе.

На данный момент лишь небольшое количество работ [3, 4] посвящено моделированию массопереноса в условиях снарядного режима течения. Проведенные исследования, в большинстве случаев, основаны на моделировании с применением коммерческих программных пакетов, использующих метод конечных элементов либо метод конечных объемов для численного решения систем дифференциальных уравнений. Каждое единичное решение требует больших временных затрат и дальнейшей интерпретации результатов, их обобщения на основе теоретических представлений. **Целью данной работы** является по-

строение упрощенной модели для расчета массопереноса при растворении вещества, иммобилизованного на стенке капилляра в условиях снарядного режима течения, основанной на трехслойной модели [5]. Выделение основных механизмов переноса позволяет существенно сократить объем расчетов, а также облегчает последующий их анализ.

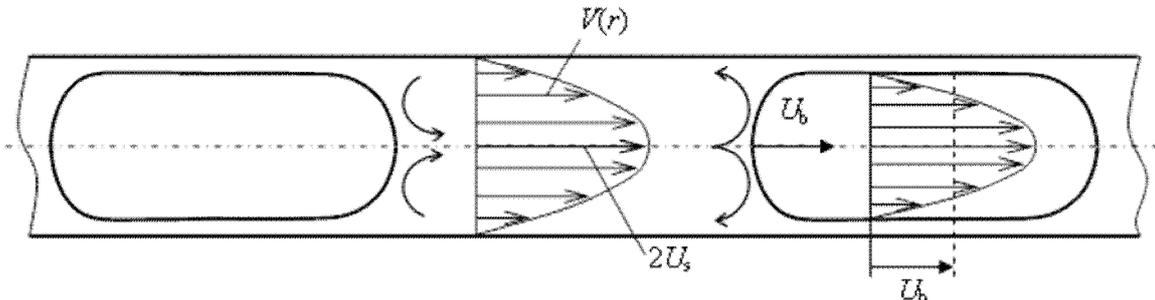


Рис. 1. Схема снарядного режима течения газожидкостной системы

Перенос вещества в общем случае описывается уравнением конвекции и диффузии:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} + v_x \frac{\partial C}{\partial x} + v_y \frac{\partial C}{\partial y} + v_z \frac{\partial C}{\partial z} = D \nabla^2 C \quad (1)$$

Единичное численное решение уравнения (1) совместно с граничными условиями 2 и 3 рода для тейлоровского течения сопряжено с большими временными затратами (от 8 до 40 часов на компьютере класса Pentium Core i5). Отсутствие азимутальных потоков позволяет применить трехслойную модель для снижения объема вычислений путем приведения задачи к двумерному виду. Согласно трехслойной модели выделяется три слоя, два из которых – внутренний и кольцевой – движутся внутри слага в разных направлениях, а вне слага – транзитная пленка, которая не вовлечена во внутреннюю циркуляцию слага (рис. 2) [5].

Численное решение задачи реализовано в виде программного блока в вычислительной среде Mathcad 15®.

Расчетные коэффициенты массоотдачи хорошо согласуются с результатами лабораторных экспериментов, а также с пленочной моделью [2] (рис. 3).

Получены распределения концентрации во внутреннем и внешнем слоях циркуляционного течения в слагге. Рассчитаны коэффициенты массоотдачи при различных скоростях

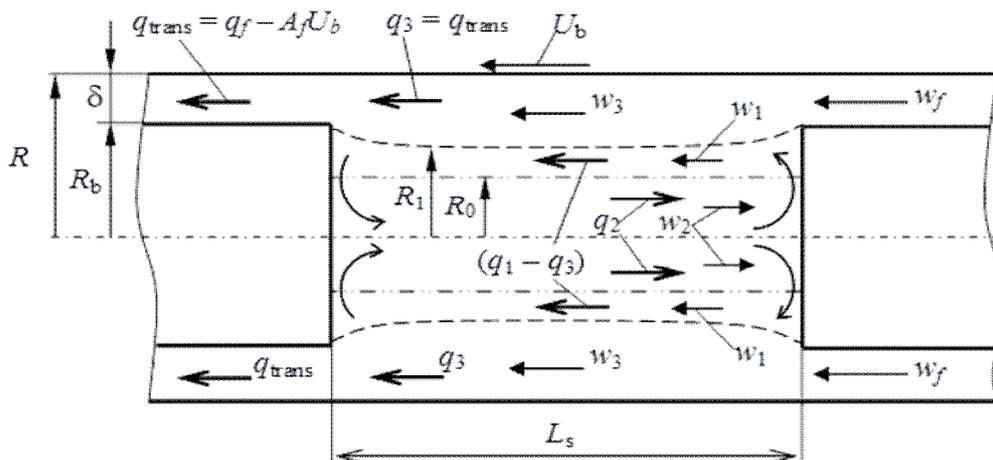


Рис. 2. Трехслойная модель Тейлоровского течения

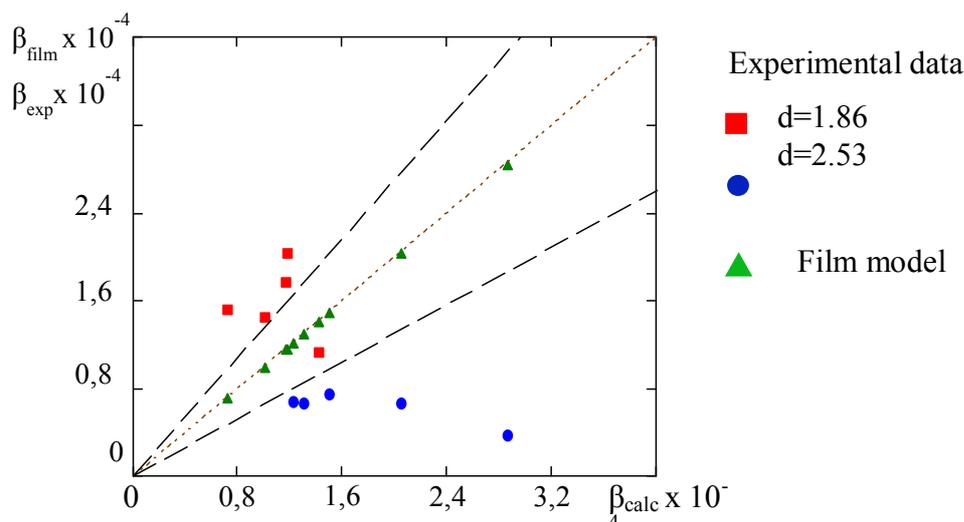


Рис. 3. Сравнение результатов расчетов коэффициента массоотдачи на основании трехслойной модели с пленочной моделью и результатами эксперимента

течения, длинах слагов и свойствах фаз. Полученные результаты сопоставлены с результатами экспериментов и данными, полученными по пленочной модели. Наблюдается хорошая согласованность результатов расчета по пленочной модели и данных, полученных на основании трехслойной модели.

Литература

- [1] Долинский А.А., Накорчевский А.И. Принципы оптимизации массообменных технологий на основе метода дискретно-импульсного ввода энергии//Пром. теплотехника. 1997. т. 19, № 6. С. 5-9.
- [2] Abiev R.Sh. Theoretical foundation of energy and resource saving in chemical technologies. St.Petersburg, VVM Publ., 2006 (in Russian).
- [3] Kashid, M.N., Agar, D.W., Turek S., CFD modelling of mass transfer with and without chemical reaction in the liquid-liquid slug flow microreactor, Chemical Engineering Science, Vol. 62, 2007, P. 5102 – 5109
- [4] Harries N., Burns J.R., Barrow D.A., Ramshaw C., A numerical model for segmented flow in a microreactor, International Journal of Heat and Mass Transfer, 2003, Vol. 46, P. 3313–3322
- [5] Abiev, R.Sh., Bubbles velocity, Taylor circulation rate and mass transfer model for slug flow in milli and micro channels, Chemical Engineering Journal, 2013, Vol. 229, P. 285–295
- [6] Lavretsov I.V., Abiev R.Sh., Krashavina O.S., Studies of mass transfer from the wall of the micro-channel to the moving liquid and liquid-gas mixture, Bulletin of SPbSTI (in Russian), 2010, Vol. 8, P. 64-68

ПРОЕКТИРОВОЧНЫЙ РАСЧЕТ ПЛОСКОРЕМЕННЫХ ПЕРЕДАЧ В МОДУЛЕ АРМ TRANS

Сорокин А.С., Лашков В.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: sanek-s25@mail.ru

В приводах различных машин, установок и агрегатов различных производств плоско-ременные передачи находят широкое применение благодаря своей простоте и дешевизне

при проектировании, изготовлении и эксплуатации. Надежность работы привода с плоскоременной передачей в значительной степени зависит от ее ресурса. Для повышения надежности и улучшение прочностных характеристик гибких элементов – ремней при сохранении тенденции к снижению стоимости механической передачи и ее габаритов необходимо произвести довольно точное выполнение комплекса необходимых вычислений.

Известны методики расчета плоскоременных передач [1], в результате использования которой определяются силовые и прочностные характеристики, а также основные размеры шкивов и межосевое расстояние (длина ремня). Однако большое количество опытных данных и эмпирических коэффициентов снижают точность расчета параметров, что требует уточнения соответствующих методик.

На сегодняшний день довольно широкое распространение получили автоматизированные методы инженерного расчета и анализа передач и элементов конструкций, реализуемые с помощью пакетов прикладных программ.

В настоящей работе приводится последовательность расчета плоскоременных передач с использованием модуля APM Trans системы APM WinMachine. APM Trans – модуль проектирования передач вращения и генерации чертежей элементов этих передач в автоматическом режиме.

Запуск модуля производится из стартового окна системы APM WinMachine нажатием на вкладку «Инженерный анализ» с последующим выбором требуемой пиктограммы. Выбор передачи (рис. 1) плоскоременную передачу, определяются с видом расчета.

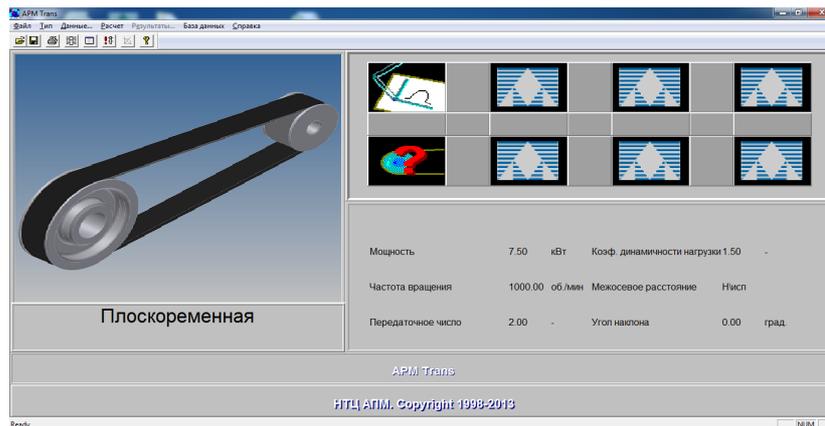


Рис. 1. Диалоговое окно модуля APM Trans, реализующего расчет плоскоременной передачи

The screenshot shows a dialog box titled "Результаты расчета ременной передачи". It contains a table with the following data:

Н...	Толщина ...	Перед...	Диаметр веду...	Сила предвар...	Силы действую...
6	4.500	2.030	160.000	1742.151	3209.612
7	4.500	2.030	180.000	1548.578	2852.988
8	4.500	2.030	200.000	1393.721	2567.689
9	4.500	2.030	225.000	1238.863	2282.390
10	4.500	2.030	250.000	1114.976	2054.151
11	4.500	2.030	280.000	995.515	1834.064
12	4.500	1.999	320.000	869.751	1503.160
13	4.500	1.777	360.000	764.249	397.980
14	5.000	1.813	140.000	1969.138	1233.147
15	5.000	2.030	160.000	1742.151	3209.612
16	5.000	2.030	180.000	1548.578	2852.988

At the bottom, there are buttons for "Ok", "Отмена", "Чертеж...", and "Справка".

Рис. 2. Результаты расчета плоскоременной передачи

Для плоскоременной передачи предусмотрены два типа расчета (проектировочный и проверочный по моменту).

После выбора типа передачи и расчета производится ввод исходных данных (команды «Данные»), а именно: мощности на ведущем валу, обороты ведущего вала, передаточное число, коэффициент динамичности нагрузки, а расчет производится нажатием соответствующей кнопки, расположенной в окне программы.

Вывод результатов расчета на экран осуществляется выбором команды «Результаты». В данной работе был проведен проверочный расчет плоскоременной передачи по моменту. На рис. 2 представлены результаты расчета, полученные при следующих исходных данных: мощность на ведущем валу $P_1 = 7,5$ кВт; обороты ведущего вала $n_1 = 1000$ мин⁻¹; передаточное число $u = 2$; коэффициент динамичности нагрузки $k_d = 1,5$.

В качестве результатов программа на экран выводит таблицу с множеством решений для толщин ремня 4-7 мм, включающим следующие параметры: геометрические характеристики плоскоременной передачи (диаметры ведущего и ведомого шкивов, межосевое расстояние); геометрические характеристики ремня (толщина, ширина, длина); уточненное передаточное число и силовые факторы (сила предварительного натяжения, сила, действующая на валы).

Программа имеет встроенный графический редактор. Выбрав конкретный вариант расчета и задав команду «Чертеж», графический редактор генерирует чертеж ведущего или ведомого шкивов с заданными формой, геометрическими размерами и видом сопряжения ступицы с валом. По данным, полученным из расчета, построим график зависимости силы предварительного натяжения ремня, а также сил, действующих на вал, от диаметра ведущего шкива при толщине ремня, равной 4,5 мм.

При вводе измененных исходных данных, сохранив основные прочностные характеристики, можно произвести повторный расчет, например, в соответствии со сменой режима работы того или иного производства (увеличение производственных мощностей).

Для наглядного представления взаимовлияния параметров по результатам расчета построены графические зависимости силы предварительного натяжения ремня и силы, действующей на валы, от диаметра ведущего шкива. Анализ зависимости позволяет сделать вывод, что для снижения значений действующих сил достаточно увеличить диаметр ведущего вала. Более того, из таблицы результатов расчета плоскоременной передачи видно, что значения сил в зависимости от толщины ремня не изменяются, следовательно, нет необходимости в выборе ремня большей толщины, что в свою очередь повышает экономичность при заданной долговечности и надежности передачи.

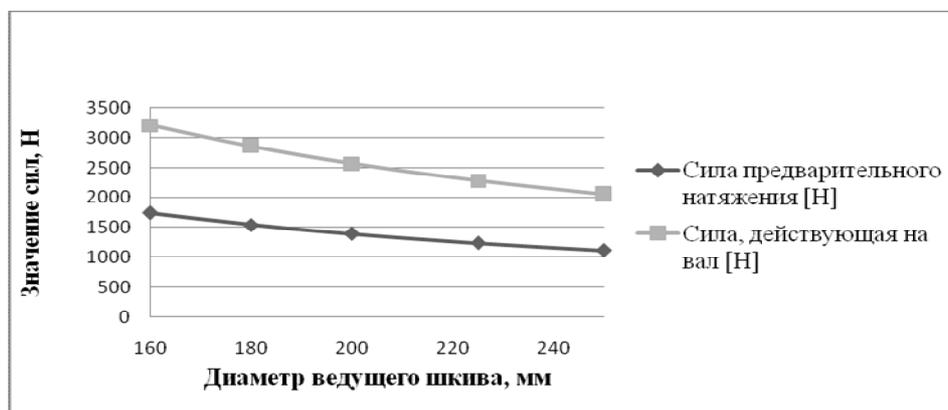


Рис. 3. Зависимости силовых факторов от диаметра ведущего шкива

Это является неоспоримым достоинством, ведь именно экономичность во многом определяет эффективность работы как отдельно взятого агрегата, или машины, так и всего производства в целом.

В заключении можно сказать, что современные системы, объединяя фундаментальные знания и опыт, полученные при расчете и проектировании машин и агрегатов традиционными методами, с широкими функциональными возможностями, позволяют эффективно производить расчет того или иного элемента конструкции.

Литература

- [1] Буланов Э.А., Зубарев А.А. Расчет ременных передач на заданный ресурс /Э.А. Буланов, А.А. Зубарев //Вестник машиностроения. 1995. №1. С. 18-20.
- [2] Кондрашева С.Г., Хамидуллина Д.А., Лашков В.А. Инженерное проектирование механизмов и машин с использованием системы АРМ WinMachine /С.Г. Кондрашева, Хамидуллина Д.А., В.А. Лашков //Вестник КГТУ. - 2011. - № 19. С.193-198.
- [3] Шелофаст В.В. Основы проектирования машин /В.В. Шелофаст. М.: Изд-во АПМ, 2005. 472с.

УТИЛИЗАЦИЯ ТЯЖЕЛЫХ УГЛЕВОДОРОДОВ ИЗ ПОПУТНОГО НЕФТЯНОГО ГАЗА НА ПУНКТАХ ПОДГОТОВКИ НЕФТИ

Саватеев С.Н., Алексеев В.В.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: sava_inko@mail.ru

Актуальной проблемой нефтегазового сектора Российской Федерации является утилизация и рациональное использование попутного нефтяного газа (ПНГ), который в отличие от природного газа, состоящего в основном из метана, содержит значительное количество этана, пропана, бутана и других предельных углеводородов, а также не углеводородных компонентов, таких как азот, углекислый газ, сероводород. Состав ПНГ зависит от нефтяного месторождения и может изменяться.

В последнее десятилетие, нефтедобывающие предприятия все больше сталкиваются с проблемой переработки ПНГ. Чаще всего на месторождении ПНГ *сжигается на факелах*, что приводит к загрязнению окружающей среды, способствует парниковому эффекту, наносит вред здоровью населения, а также экономике страны потерей ценного химического сырья и энергетического ресурса.

Другим решением утилизации ПНГ *является сжигание его на газотурбинной установке* (ГТУ) с последующей выработкой электрической энергии.

На отдаленных газовых месторождениях Западной Сибири это направление утилизации успешно применяется. ПНГ вместо сжигания на факеле, проходит осушку, дополнительную очистку и направляется на ГТУ. В зависимости от дебита скважин, в большинстве случаев, полученной электроэнергии хватает для покрытия потребности более половины энергопотребляющего оборудования на месторождении, например, для эксплуатации перекачивающих насосов. Как правило, используют ПНГ первой и второй ступени сепарации, который прошел процессы очистки, компримирования до давления, необходимого для газотурбинной установки, осушки и подогрева.

Требования к ПНГ регламентированы техническими характеристиками установок. С повышением давления в цикле количество тяжелых углеводородов в ПНГ необходимо

уменьшать для увеличения метанового числа. В большинстве случаев газ последней третьей ступени сепарации, состоящий до 80 % (мас.) из тяжелых фракций (этан и выше) и имеющий давление, близкое к атмосферному, сжигают в факельных установках.

ПНГ с низким содержанием метанового числа так же обладает энергетическим потенциалом. В этом случае необходимо организовать его сжигание при низком давлении, так как в противном случае повышается вероятность возникновения детонационных явлений в камере сгорания установки. Это приводит к повышению эффективности ввиду отсутствия энергетических затрат на компримирование топливного газа низкого давления, так как в этом нет необходимости, а в случае малых мощностей дополнительно за счет снижения газодинамических потерь в проточной части установки, связанных с увеличением размеров. Максимальное давление в цикле таких установок незначительно отличается от атмосферного. Помимо электрической энергии установка вырабатывает теплоту в виде горячей воды в газоохладителе, расположенном перед компрессором, который является неотъемлемой частью ГТУ (см. рисунок).

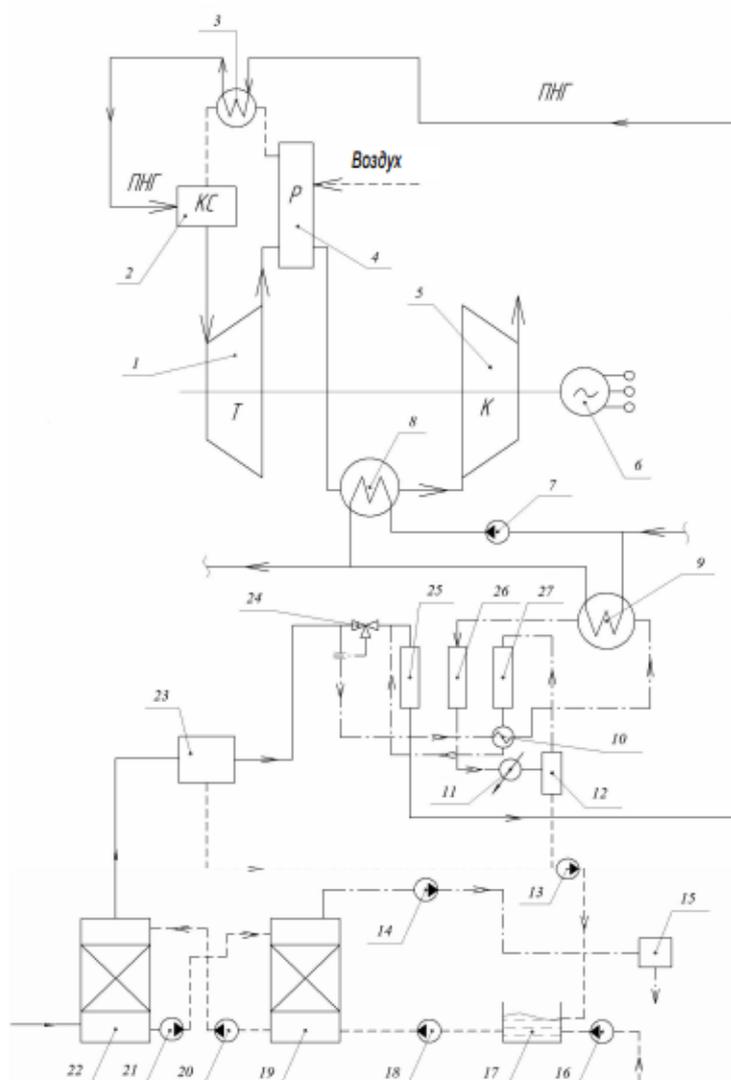


Рисунок. Схема энерготехнологического комплекса [1]: 1 – газовая турбина; 2 – камера сгорания; 3 – топливоподогреватель; 4 – рекуператор; 5 – компрессор; 6 – электрический преобразователь; 7 – циркуляционный насос; 8, 11 – холодильники; 9 – подогреватель; 10 – теплообменник; 12 – сепаратор; 13 – насос откачки воды; 14 – вакуум-насос; 15 – нейтрализатор серо - водорода (Клаус-процесс); 16 – насос; 17 – резервуар с водой; 18 – питательный насос; 19 – десорбер; 20 – насос перекачки воды из десорбера в абсорбер; 21 – насос перекачки воды из абсорбера

в десорбер; 22 – абсорбер; 23 – центробежный сепаратор; 24 – регулятор расхода; 25 – адсорбер на стадии осушки; 26 – адсорбер на стадии регенерации; 27 – адсорбер на стадии охлаждения.

Для исключения образования жидких фракций в топливной системе газотурбинных установок необходимо, чтобы температура попутных нефтяных газов превышала точку росы по углеводородам и воде, которая зависит от концентрации тяжелых углеводородов и водяных паров, а также от давления топливного газа. Чем выше содержание тяжелых углеводородов в топливном газе, тем выше точка росы, которая, как правило, достигает максимальных значений при давлениях, характерных для современных ГТУ, выполненных по традиционным схемам. Вода может соединяться с углеводородами и образовывать гидратные пробки в топливной системе при температуре выше или ниже точки росы по углеводородам. Накопление в трубах, подводящих газ, незначительного количества конденсата (вода, жидкие углеводороды) приводит к повреждению ГТУ. В установках с измененной последовательностью процессов вследствие низкого давления температура точки росы по углеводородам и воде понижается. Разработанный энерготехнологический комплекс для утилизации ПНГ третьей ступени сепарации с низким давлением и высоким содержанием тяжелых углеводородов включает в себя систему подготовки топлива и когенерационную газотурбинную установку с измененной последовательностью процессов и сжижением газа при давлении, близком к атмосферному.

В технологическую схему подготовки топлива включены абсорбер для удаления серосодержащих веществ, сепаратор для удаления механических примесей и капельной жидкости, адсорберы для осушки газа. Предусмотрен подогрев топливного газа в системе подготовки, топливной магистрали и непосредственно перед камерой сгорания ГТУ для предотвращения конденсации тяжелых углеводородов. Подогрев осуществляется выше точки росы наиболее тяжелых углеводородов, но ниже температуры самовоспламенения.

Выводы

Применение аналогичного подхода к утилизационным газотурбинным установкам позволяет сжигать ПНГ с высоким содержанием тяжелых углеводородов при близком к атмосферному давлению, когда практически отсутствуют условия для возникновения детонации и образования конденсата тяжелых углеводородов и водяных паров.

1. Отпадает необходимость установки дожимного топливного компрессора и, следовательно, отсутствуют затраты энергии на компримирование, так как давление ПНГ третьей ступени сепарации превышает давление в камере сгорания ГТУ.
2. Получаемый эффект установки [1]: электрическая мощность $N = 35,2$ кВт, тепловая мощность $Q = 54$ кВт, электрический КПД = 26%, суммарный КПД=66%.
3. Изменение последовательности процессов в газотурбинных установках [2] расширяет возможности утилизации нефтяных газов при более высоком содержании тяжелых углеводородов с низким значением метанового числа.

Литература

- [1] Тумашев Р.З., Бодров Н.Г. Когенерационная турбинная установка на попутных нефтяных газах с высоким содержанием тяжелых углеводородов: Вестник МГТУ им. Н. Э. Баумана. Сер. «Машиностроение» 2012.
- [2] Кутепова Е.А., Книжников А.Ю., Кочи К.В. Проблемы и перспективы использования попутного нефтяного газа в России: ежегодный обзор. Вып.3. М.: WWF-России, КПИМГ, 2011. 43 с.

НАЛОЖЕНИЕ НЕФТЯНЫХ ФРАКЦИЙ ПРИ РАЗДЕЛЕНИИ МАЗУТА ПОД ВАКУУМОМ

Капитонова О.В., Осипов Э.В., Теляков Э.Ш.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: kapitonova.1992@mail.ru

Мазут представляет собой смесь углеводородов (УВ), нефтяных смол, асфальтенов, карбенов, карбоидов, а также гетероциклических и комплексных органических соединений. Преобладающими элементами являются углерод (85–87 %) и водород (10–12 %), остальная доля приходится на серу, кислород, азот и металлы.

Проблемы, возникающие при вакуумной перегонке мазута:

- нечеткое разделение фракций, происходит значительное наложение соседних дистиллятов по их температурам кипения;
- унос гудрона в концентрационную секцию, в результате ухудшается качество вакуумного газойля (попадают металлоорганические соединения);
- использование водяного пара как отпаривающего агента вызывает обводненность продуктов; возрастают энергозатраты на его производство (особенно если используются парожекционные вакуумные насосы, где он выступает как сжимающий агент);
- малая глубина отбора; из-за больших диаметров вакуумной колонны происходит неравномерное распределение жидкости по тарелкам.

Расчетная схема и методика проведения эксперимента

В настоящее время в составе установки ЭЛОУ-АВТ-5 эксплуатируется вакуумная колонна, предназначенная для разделения мазута с получением вакуумной дизельной фракции, вакуумных газойлей и гудрона в качестве остатка. С верха колонны выводятся вакуумная дизельная фракция, водяной пар и газы разложения. В низ колонны К-5 подается перегретый пар.

Табл. 1. Материальный баланс вакуумной колонны К-5

Компонент	Расход, кг/ч
Вход	
Мазут	192467
Газы разложения	419
Пар в колонну	1092
Выход	
Парогазовая смесь	3347.2
Вакуумная дизельная фракция	15000.1
Легкий вакуумный газойль	43000
Тяжелый вакуумный газойль	67999.9
Гудрон	66394.7

Табл. 2. Основные показатели технологического режима вакуумного блока

Аппараты и показатели	Ед. изм.	Значение
Температура мазута на выходе из печи П-2	°С	390
Температура верха колонны К-5	°С	80
Температура низа колонны К-5	°С	370
Давление верха колонны К-5	мм рт. ст.	40
Давление водяного пара	кгс/см ²	10
Температура водяного пара	°С	200

Для моделирования и оптимизации технологического оформления схемы вакуумной ректификации мазута нами использовался программный комплекс CHEMCAD версии 6.3.

В соответствии с заданной нам схемой в программном комплексе CHEMCAD создана расчетная схема блока вакуумной ректификации мазута (рис. 1). Моделирование ВК (ап. 1) в данной работе проведено с использованием модуля точного расчета колонны *Tower Plus (TPLS)*.

Трубчатая печь (ап. 3) моделировалась при помощи модуля *Fired Heater (FIRE)*. Водяной пар (поток 9), подаваемый в печь 3, и газы разложения (поток 8), образующиеся при термической деструкции мазута, подавались к основному сырьевому потоку 1 с помощью модуля *Stream Mixer (MIXE)* (ап.2). Модуль MIXE смешивает несколько входных потоков и выполняет расчет фазового равновесия адиабатически при заданном выходном давлении смесителя. Основной поток подается в колонну, где под большими температурами и вакуумом делится на компоненты, при этом происходит ректификация.

По данным НПЗ, коэффициент полезного действия 19-ти тарелок колонны находится на уровне 60 %. Массовый расход боковых продуктов и тарелка их вывода задавались в окне *Side Product*.

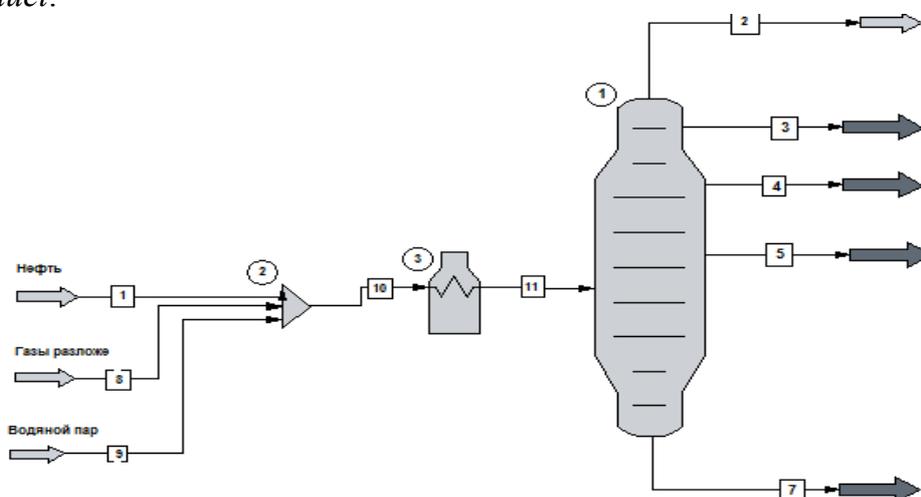


Рис. 1. Схема блока вакуумной перегонки мазута: (аппараты: 1 – вакуумная колонна; 2 – смеситель; 3 – вакуумная печь); (потоки: 1 – мазут; 2 – неконденсируемые газы и водяной пар на ВСС; 3 – легкий вакуумный газойль; 4 – тяжелый вакуумный газойль; 5 – гудрон; 7 – затемненная фракция; 8 – газы разложения; 9 – водяной пар)

Результаты эксперимента

При идеальной разделяющей способности ВК из исходного нефтяного сырья должны выделяться целевые фракции, компоненты которых выкипают в строго определенном температурном интервале. Таким образом, при идеальном разделении мазута, в качестве продуктов должны получаться следующие фракции: ВД (н.к. – 360 °С); ЛВГ (360 – 420 °С); ТВГ (420 – 520 °С); Гудрон (520 °С – к. к.).

Однако, вследствие недостижимости идеальной разделяющей способности ректификационной колонны, в реальных условиях работы ВК компоненты, которые должны содержаться только в одной нефтяной фракции, перераспределяются между соседними целевыми фракциями. Это явление вызывает так называемое «наложение» фракций.

На синтезированной расчетной модели проведен численный эксперимент по оценке «наложения» кривых ИТК целевых фракций по сравнению с кривой ИТК мазута. Согласно кривой ИТК исходного сырья (рис. 2), содержание в мазуте компонентов, выкипающих в определенном температурном диапазоне. Однако компоненты нефтяной смеси имеют

свойство «наложения» по причине не идеальности разделяющей способности ВК. Это «наложение» продемонстрировано на рис. 3, из которого видно, что целевые фракции н. к. – 360 и 360 420 °С распределены в ВД, ЛВГ, ТВГ и гудроне. Таким образом, в ЛВГ содержатся высококипящие компоненты (360-420 °С), а в ТВГ (420-520 °С). Этим и объясняется эффект «наложения» нефтяных фракций.

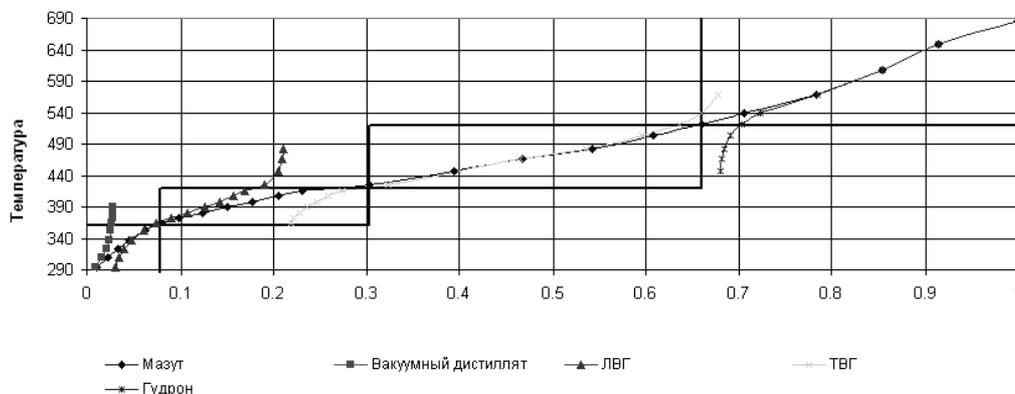


Рис. 2. Расчетные кривые ИТК при базовом варианте

«Наложение» нефтяных фракций, представленное на рис. 3, может быть получено только расчетным способом. На практике кривую ИТК мазута получают в вакуумной колонне (ВК). Полученное «наложение» мазутных фракций с высокой степенью вероятности будет выглядеть так, как это показано на рис. 4.

На рис.3 наблюдается отсутствие небольшого участка зависимости с обоих концов кривой ИТК для всех анализируемых продуктов. Это объясняется тем, что при разгонке нефтепродукта доля отгона фракции в области начала кипения получается завышенной, в области конца кипения – заниженной. Данное явление связано с особенностями аппаратного и технического оформления.

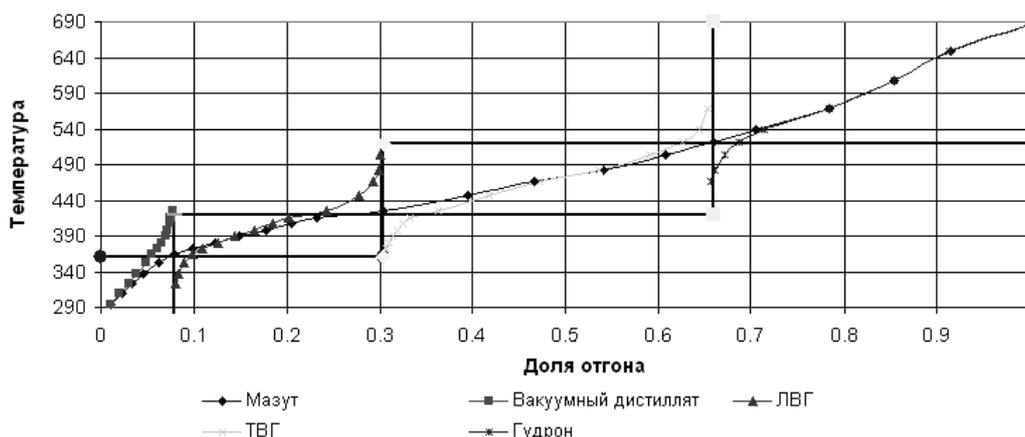


Рис. 3. Расчетные кривые ИТК при увеличении отбора продуктов

В рамках совершенствования технологического оформления действующей схемы переработки мазута, изучено влияние режима работы вакуумного блока на распределение компонентов целевых фракций в продуктах. В качестве изменяемых режимных параметров выбраны:

- количество отбираемого вакуумного дистиллята (ВД);
- количество отбираемого легкого вакуумного дистиллята (ЛВГ);

➤ количество отбираемого тяжелого вакуумного газойля (ТВГ).

Был проведен численный эксперимент при одном режиме работы ВК, при котором отбор целевых фракций был максимально приближен к максимально возможному.

На рис. 4 представлены данные по отбору от потенциала (а) и содержанию целевых фракций (б) при базовом варианте переработке.

Согласно расчетным данным, отбор ВД от потенциала составляет 34%, при этом содержание фракции <360 °С составляет 90%, остальные 10% составляет фракция 360 - 420 °С. Остальная часть фракции <360 распределена по ТВГ и ЛВГ (57% и 9% соответственно), при этом максимальный отбор достигается в ЛВГ.

На рис. 5 представлены данные по отбору от потенциала (а) и содержанию целевых фракций (б) при увеличении отбора целевых фракций.

При увеличении отбора ВД фракция <360 °С на 60% от потенциала отбирается в ВД, однако её содержание падает до 69%, при этом содержание 360-420 °С увеличивается до 26%, что приводит к снижению качества ВД. Аналогичную картину можно наблюдать и у других фракций.

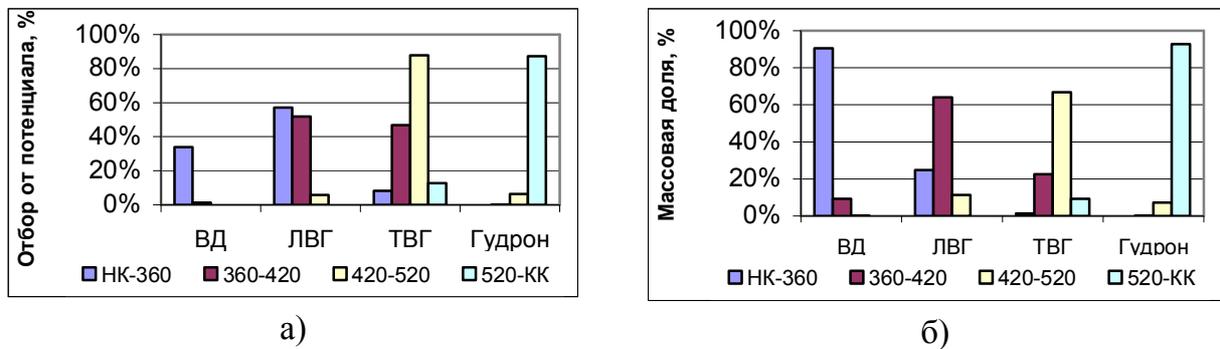


Рис. 4. Отбор от потенциала (а) и содержание целевых фракций (б) при базовом варианте

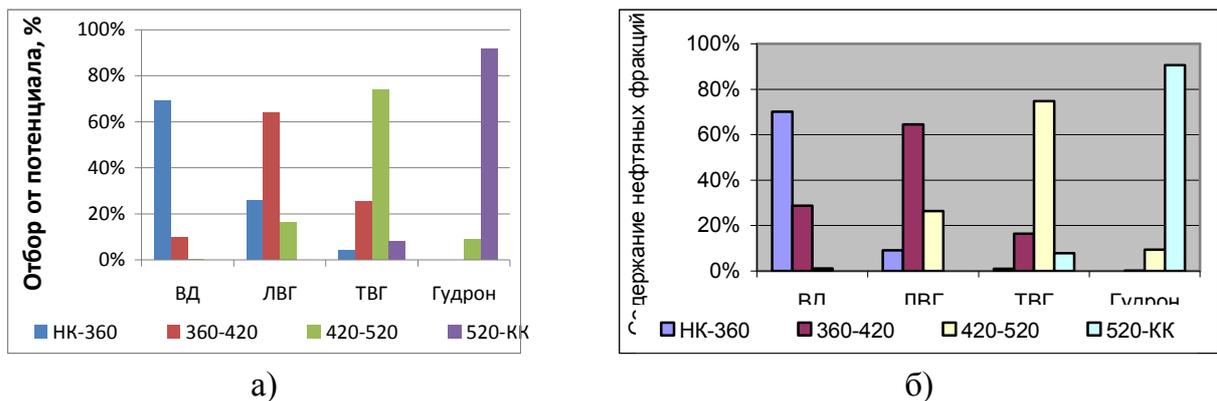


Рис. 5. Отбор от потенциала (а) и содержание целевых фракций (б) при увеличении отбора

Таким образом, при повышении отбора целых фракций до потенциально возможного, снижается содержание в них базовых компонентов, что приводит к ухудшению качества.

Предлагаемые пути решения указанных проблем:

- снижение остаточного давления в верхней части вакуумной колонны (чем оно ниже, тем меньше нагрев сырья в вакуумной печи);
- увеличение выхода вакуумных дистиллятов и четкости разделения;

- замена водяного пара как испаряющего агента;
- применение эффективных контактных устройств с малым гидравлическим сопротивлением;
- обустроить питательную секцию, чтобы не было уноса гудрона в укрепляющую секцию колонны.

В результате изменения выхода и увеличения объема переработки произойдет двукратное снижение выпуска мазута, увеличение выпуска бензина на 50%, а дизельного топлива – на 57%.

Литература

- [1] Осипов Э.В., Теляков Э.Ш., Поникаров С.И., Садыков К.С. Энергосберегающая технология создания вакуума в ректификационной колонне установки АВТ // Мир нефтепродуктов. Вестник нефтяных компаний. М.: Техинформ. МАИ, 2011, С. 31-35.
- [2] Осипов Э.В., Осипова Л.Э. Расчет эжекционной системы аспирации воздуха с помощью универсальной моделирующей программы Chem Cad // Вестник Казанского технологического университета. №9; Казан. гос. технол. ун-т. - Казань: КГТУ, 2014. - С. 221-223
- [3] Осипов Э.В., Шоипов Х.С., Теляков Э. Ш. Реконструкция вакуумсоздающей системы (ВСС) колонны разделения мазута К-3 ТПП «Когалымнефтегаз» (ОАО «Лукойл - Западная Сибирь) // Вестник Казанского технологического университета. №3; Казан. гос. технол. ун-т. - Казань: КГТУ, 2014. - С. 209-212.
- [4] Осипов Э.В., Шоипов Х.С., Теляков Э. Ш. Технологическое обследование вакуумной ректификационной колонны разделения мазута К-3 ТПП «Когалымнефтегаз» (ОАО «Лукойл - Западная Сибирь) // Вестник Казанского технологического университета. №21; Казан. гос. технол. ун-т. - Казань: КГТУ, 2013. - С. 283-286.
- [5] Осипов Э. В., Ефремов Е.А., Кашифразов Д.И., Осипова Л.Э. Влияние режимных параметров работы колонны разделения мазута на характеристику вакуумсоздающей системы // Вестник Казанского технологического университета. №20, Казан. гос. технол. ун-т. - Казань: КГТУ, 2014. - С. 259 – 261.
- [6] Ефремов Р.А. Оптимизация технологического оформления схемы вакуумной ректификации мазута / Р.А. Ефремов, Э.В. Осипов, Э.Ш. Теляков // Материалы международной конференции Математические методы в технике и технологиях ММТТ-27 – Тамбов – 2014.
- [7] CHEMCAD Version 6 User Guide – Chemstations Inc., 2010.

