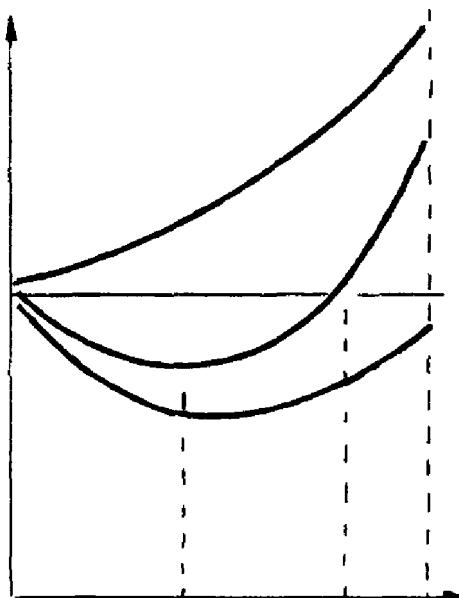


CHARLES D. HOLLAND

MULTICOMPONENT DISTILLATION

**DEPARTMENT OF CHEMICAL
ENGINEERING AGRICULTURAL
AND MECHANICAL
COLLEGE OF TEXAS**



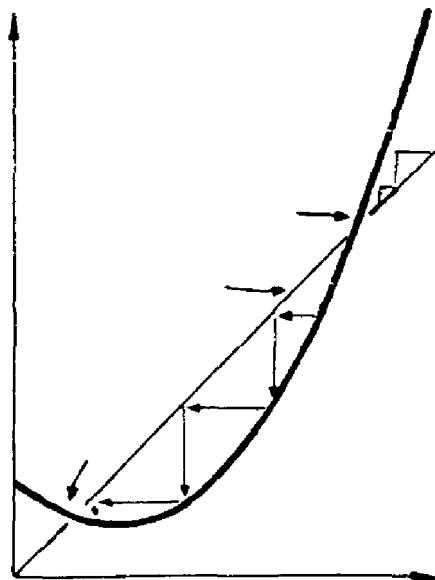
**PRENTICE - HALL, INC.
ENGLEWOOD CLIFFS,
NEW JERSEY 1963**

На дом
не выдается

ЧАРЛЬЗ Д. ХОЛЛАНД

МНОГОКОМПОНЕНТНАЯ РЕКТИФИКАЦИЯ

ПЕРЕВОД САНГЛИЙСКОГО
Б. Ц. ГЕНКИНОЙ
ПОД РЕДАКЦИЕЙ
ПРОФ. В. М. ПЛАТОНОВА



ИЗДАТЕЛЬСТВО
"ХИМИЯ"
МОСКВА · 1969

Ч. Д. Холланд. Многокомпонентная ректификация

Монография посвящена расчетам ректификационного разделения многокомпонентных смесей с применением вычислительной техники. Подробно изложены методики расчета основных параметров паро-жидкостного равновесия, решения уравнений балансов для обычных и сложных ректификационных колонн. Большое внимание удалено проблеме сходимости расчетов. В монографию включены главы (в сокращенном виде) «Азотропная и экстрактивная ректификация» и «Расчет эффективности тарелок» из книги Б. Д. Смита «Расчеты равновесных ступенчатых процессов» (Нью-Йорк, 1963 г.).

Монография охватывает практически все промышленные процессы разделения и представляет поэтому большой интерес для научных и инженерно-технических работников химической, газовой и других отраслей промышленности, в которых применяется фракционирование многокомпонентных смесей. Книга может быть полезна для преподавателей, аспирантов и студентов.

В книге содержится 100 таблиц, 69 рисунков и 116 библиографических ссылок.

СОДЕРЖАНИЕ

От редактора	10
Предисловие автора	12
Г л а в а I	
Расчет процесса многокомпонентной ректификации. Основные понятия	13
Общие положения	13
Метод последовательных приближений	14
Условные обозначения	23
Л и т е р а т у р а	23
Г л а в а II	
Расчет температур кипения, температур точки росы и паро-жидкостного равновесия	24
Общие положения	24
Расчет систем, содержащих летучие двухфазные компоненты	24
Расчет систем, содержащих однофазные компоненты	29
Расчет паро-жидкостного равновесия	30
Расчет адиабатического процесса однократного испарения	37
Расчеты паро-жидкостного равновесия на ЭВЦМ	44
Условные обозначения	59
Задачи	61
Л и т е р а т у р а	62
Г л а в а III	
Расчет процесса ректификации в простых колоннах	63
Общие положения	64
Методика Тиле и Геддеса	67
Способ простых итераций	73
	5

Независимость количеств отдельных компонентов от направления расчета	74
Решение уравнений материального баланса при помощи матриц	78
Методика Льюиса и Матисона	82
Условные обозначения	86
Задачи	87
Л и т е р а т у р а	89
Г л а в а IV	
Методы сходимости расчета	90
θ-метод сходимости	90
Метод сходимости Харпа — Боннера	99
Методика Льюиса и Матисона в сочетании с θ-методом сходимости Пайзера	104
Релаксационная методика расчета	105
Применение способа Ньютона — Рафсона для расчета процесса многокомпонентной ректификации	114
Сравнение методов сходимости	115
Условные обозначения	117
Задачи	118
Л и т е р а т у р а	119
Г л а в а V	
Расчет простых колонн с учетом тепловых балансов	120
Обычный метод составления тепловых балансов	120
Методика Тиле и Геддеса в сочетании с обычным методом составления тепловых балансов	122
Метод постоянного состава	128
Применение Q-метода при составлении тепловых балансов	131
Методика Льюиса и Матисона в сочетании с уравнением теплового баланса	136
Условные обозначения	137
Задачи	138
Л и т е р а т у р а	139
Г л а в а VI	
Усовершенствование расчета простых колонн	140
Уменьшение погрешности вычисления (округления)	140
Однофазные компоненты	145
Расчет температурных профилей	148
Нераспределяющиеся компоненты	150
Задание различных условий для расчета	155
Условные обозначения	159
Задачи	159
Л и т е р а т у р а	160

Г л а в а (VII)

Расчет сложных колонн	161
Метод сходимости	161
Уравнения материальных балансов	165
Сведение к минимуму погрешности вычислений (округления)	168
Нераспределющиеся компоненты	170
Примеры расчета	174
Абсорбера с кипятильниками (фракционирующие абсорбера)	177
Условные обозначения	180
Задачи	180
Л и т е р а т у р а	182

Г л а в а VIII

Абсорбера и отпарные колонны	183
Абсорбера	183
Отпарные колонны	192
Различные заданные условия для расчета абсорбера и отпарных колонн	198
Условные обозначения	200
Задачи	200
Л и т е р а т у р а	201

Г л а в а IX

Азеотропная и экстрактивная ректификация. Б. Д. Смит	202
Предсказание отклонений от идеальности	203
Основные расчетные зависимости	212
Азеотропная ректификация	219
Экстрактивная ректификация	229
Условные обозначения	230
Л и т е р а т у р а	231

Г л а в а X

Простые и сложные колонны с полным возвратом флегмы	232
Простые колонны	232
Сложные колонны	237
Примеры расчета	240
Условные обозначения	243
Задачи	243
Л и т е р а т у р а	244

Г л а в а XI

Простые и сложные колонны при минимальной флегме (проверочный расчет)	245
Простые колонны	245
Примеры расчета	261
Сложные колонны	263
Примеры расчета	269
Условные обозначения	273
Задачи	273
Л и т е р а т у р а	273

Г л а в а XII

Простые и сложные колонны при минимальной флегме (проектный расчет)	274
Простые колонны	274
Сложные колонны	281
Условные обозначения	286
Задачи	286
Л и т е р а т у р а	286

Г л а в а XIII

Расчет ректификационных колонн с боковыми стриппинг-секциями	287
Материальные балансы	287
Метод сходимости	290
Примеры расчета	295
Условные обозначения	297
Задачи	297
Л и т е р а т у р а	297

Г л а в а XIV

θ-Метод сходимости для систем ректификационных колонн	298
Система простых колонн	298
Система сложных колонн	303
Условные обозначения	304
Задачи	304

Г л а в а XV

Использование эффективности тарелок при расчете колонн	306
Модифицированная эффективность тарелки по Мерфи	306
Модифицированная эффективность испарения	309
Эффективность теплопередачи	310

Использование модифицированной эффективности тарелки по Мерфри при расчете простых колонн	314
Использование эффективности испарения при расчете простых колонн	315
Сочетание эффективности тарелки по Мерфри и эффективности испарения	315
Использование эффективности испарения при расчете сложных колонн	316
Примеры расчета	317
Условные обозначения	323
Задачи	323
Л и т е р а т у р а	324
 Г л а в а XVI Определение эффективностей тарелок	325
 Г л а в а XVII Расчет эффективности (к. п. д.) тарелок. Б. Д. Смит	330
Определение среднего к. п. д. тарелки	330
Расчет к. п. д. тарелки по методике А. И. Ч. Е.	337
Условные обозначения	343
Л и т е р а т у р а	344

О Т Р Е Д А К Т О Р А

Термодинамические расчеты многокомпонентной ректификации являются одним из первых объектов применения вычислительной техники в химической технологии. В настоящее время такие расчеты проводятся многими исследовательскими и проектными организациями.

Как известно, основные вычислительные трудности, возникающие при решении этой задачи, связаны с проблемой достижения сходимости итерационного расчета. Книга Ч. Холланда «Многокомпонентная ректификация» является монографией, посвященной в основном систематическому изложению одного из наиболее эффективных методов сходимости расчета — θ -методу. В книге рассматривается применение этого метода и приводится решение различных задач многокомпонентной ректификации, включая расчет колонн с полным возвратом флегмы и при минимальной флегме, сложных колонн, установок со стриппинг-секциями и т. д. Описаны различные подходы к расчету процесса многокомпонентной ректификации: методика расчета «от тарелки к тарелке», когда в качестве независимых переменных выбраны составы продуктов разделения (автор называет ее методикой Льюиса и Матисона); методика независимого определения концентраций, когда в качестве независимых переменных принята температура фаз на тарелках (методика Тиле и Геддеса). Последняя методика применяется наиболее широко и рекомендуется для сочетания с θ -методом сходимости. Большой практический интерес представляет также Q -метод составления тепловых балансов.

В связи с узкой направленностью книги (θ -метод сходимости) и поскольку в отечественной литературе и практике расчета θ -метод пока еще не получил распространения, редактор считает нецелесообразным давать ссылки на исследования советских ученых в области термодинамического расчета многокомпонентной ректификации на электронно-вычислительных цифровых машинах (ЭВЦМ). При переводе опущены главы по фазовому равновесию

многокомпонентных смесей, так как эти данные приведены в отечественной литературе.

Редактор дал краткое дополнение (см. главу II), касающееся применения современных аналитических методик расчета фазового равновесия в многокомпонентных системах, используемых при машинных методах расчета.

В перевод монографии Ч. Холланда включены главы «Азеотропная и экстрактивная ректификация» и «Расчет эффективности тарелок» (в сокращенном виде) из одновременно вышедшей книги: B. D. Smith «Design of equilibrium stage Processes» (New York, 1963).

Первая из названных глав дает представление об особенностях расчета ректификации смесей с третьим компонентом, а вторая излагает методику Американского института химических инженеров по расчету эффективности промышленных ситчатых и колпачковых тарелок.

Монография Ч. Холланда может оказаться полезной всем, кто хочет иметь достаточно надежные методики расчета многокомпонентной ректификации на ЭВЦМ. Но отметим, что некоторые практические рекомендации автора (например, для решения системы уравнений способом Ньютона — Рафсона при расчете ректификационных колонн со стриппинг-секциями) неточны и подлежат дальнейшей корректировке.

B. M. ПЛАТОНОВ

ПРЕДИСЛОВИЕ АВТОРА

Книга «Многокомпонентная ректификация» является первой монографией, в которой систематически изложены методики численного решения задач разделения многокомпонентных смесей. Появление в последнее десятилетие быстродействующих электронно-вычислительных цифровых машин изменило подход к расчету ректификации: вместо применения упрощенных моделей процесса, допускающих аналитическое решение, исследователи получили возможность находить решение методом постепенного приближения.

Часть итеративной методики расчета, согласно которой проводится последовательное улучшение (корректировка) значений независимых переменных, обеспечивающее решение задачи, называется *методом сходимости*. Основное внимание в данной книге и уделяется рассмотрению методов сходимости и уравнений, которыми описывают работу установок различного типа, а не изложению технологических соображений по выбору конкретной ректификационной установки для получения заданного разделения.

Методики расчета и методы сходимости, предлагаемые в книге, опробованы путем решения большого числа разнообразных задач. В большинстве глав (VII—XVII) для расчета применен θ -метод сходимости, поскольку никаким другим единым методом нельзя решить описанные в этих главах случаи. В первых пяти главах представлены другие методы сходимости. Описаны также специальные случаи применения методик расчета (для сложной колонны, для колонн с полным возвратом флегмы и при минимальной флегме; для системы колонн с рециркуляцией и, наконец, методика определения эффективностей тарелок).

Если настоящая книга будет использована в качестве учебного материала, рекомендуется изучать первые семь глав. Остальные главы мало связаны одна с другой и могут рассматриваться в произвольной последовательности.

Ч. ХОЛЛАНД



РАСЧЕТ ПРОЦЕССА МНОГОКОМПОНЕНТНОЙ РЕКТИФИКАЦИИ ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ

Общие положения

С появлением быстродействующих вычислительных машин стало возможно проведение точного расчета процесса многокомпонентной ректификации вместо применения приближенных методов расчета, основанных на различных упрощающих допущениях. В настоящей книге излагаются некоторые методы расчета, позволяющие эффективно решать указанную задачу. Решение направлено на получение последовательного приближения искомых переменных к значениям, удовлетворяющим одновременно всем уравнениям, описывающим систему.

Все рассматриваемые способы связаны с нахождением установленного состояния системы; при этом согласно закону сохранения масс, выражющему условие материального баланса

$$\text{Вход} - \text{Выход} = 0 \quad (I.1)$$

Кроме того, по первому закону термодинамики имеем:

$$\Delta H + \Delta E_k + \Delta E_u = Q - W_s \quad (I.2)$$

Обычно кинетическая и потенциальная энергии системы изменяются в соответствии с производимой внешней работой, поэтому

$$\Delta H = Q \quad (I.3)$$

Это уравнение служит основой теплового баланса ректификационной системы. Помимо указанных фундаментальных законов, одним из важнейших условий, описывающих процесс, является условие физического равновесия, которое согласно закону Генри

$$y_i = K_i x_i \quad (I.4)$$

определяет равновесие i -того компонента; хотя K является

функцией давления, температуры и состава смеси, влиянием последнего часто пренебрегают.

Использование основных принципов, записанных уравнениями (I,1), (I,3) и (I,4), дает возможность описать любую систему многокомпонентной ректификации. К сожалению, получающаяся система алгебраических уравнений нелинейна, что исключает возможность аналитического решения. Такое решение возможно только при принятии определенных упрощающих допущений¹⁻³.

Метод последовательных приближений

Уравнения, описывающие процесс многокомпонентной ректификации, не имеют явного выражения относительно искомых величин, поэтому задача решается только численными методами. Процедура заключается в постепенном подборе значений не известных до удовлетворения одновременно всем уравнениям системы. Решить эту задачу после первого приближения удается только в отдельных случаях. Обычно полученные результаты служат для выполнения второго приближения, которое (как и все последующие) должно проводиться по алгоритму, обеспечивающему наибольшую эффективность.

При выполнении подобных расчетов вручную новые значения искомых переменных выбирают по-разному, основываясь на различных логических соображениях, которые могут меняться в процессе расчета. Однако для успешного решения задачи на цифровых машинах алгоритм последовательных приближений должен быть строго установлен. Ниже описаны некоторые известные приемы решения задач методом последовательных приближений.

Способ простых итераций. Излагаемый прием в литературе обобщенно называют способом *итераций*. Поскольку выражения «число итераций» и «число приближений» часто считают синонимами, термин «простые итерации» выбран для обозначения обычной последовательности вычислений. При решении задачи методом последовательных приближений простые итерации представляются наиболее естественным приемом. Однако эти итерации не всегда дают решение задачи, т. е. не всегда сходятся.

Этот недостаток часто остается незамеченным, так как, получая плохо сходящуюся последовательность значений переменных, оператор применяет более эффективный прием.

Особенности способа простых итераций лучше всего проиллюстрировать следующим примером. Предположим, что необходимо найти значение x , удовлетворяющее уравнению

$$x - \frac{1}{2}x - 2 = 0 \quad (I,5)$$

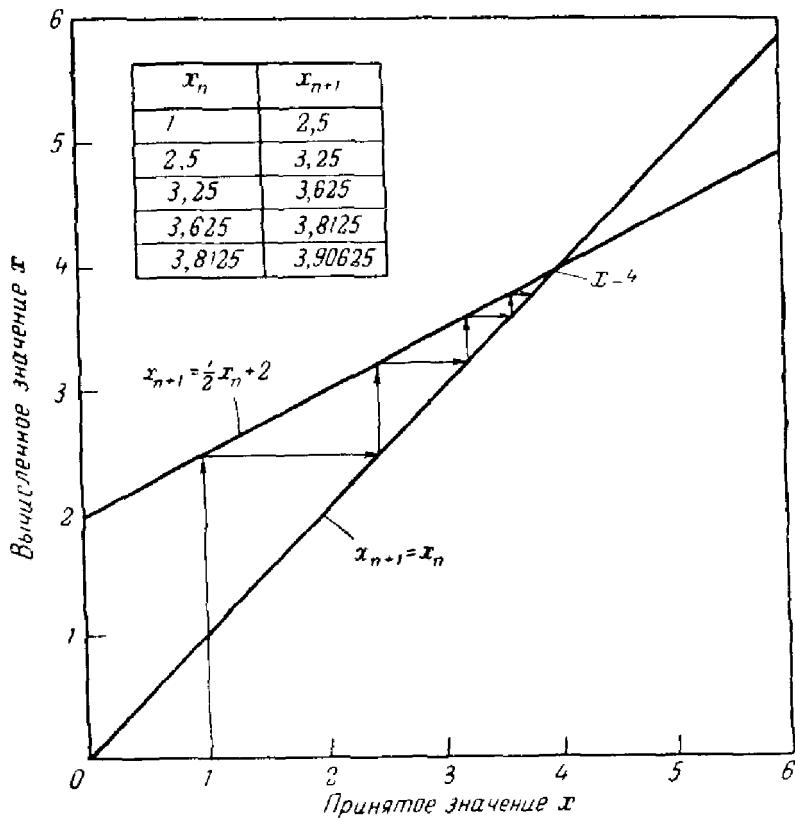


Рис. I-1. Сходимость способа простых итераций при угловом коэффициенте функции, меньшем единицы.

Ответ $x = 4$ очевиден, поэтому решим задачу способом простых итераций. Уравнение (I,5) можно записать в виде

$$x_{n+1} = \frac{1}{2} x_n + 2 \quad (I,6)$$

где индекс n — номер приближения.

Для n -ного приближения независимую переменную обозначают через x_n и вычисляют значение x_{n+1} (зависимая переменная) для $(n+1)$ -го приближения. Таким образом, задача состоит в том, чтобы найти такое предположительное значение x , которое при подстановке в правую часть уравнения (I,6) даст значение, равное самому себе. В способе простых итераций принимают, что первое предположительное (начальное) значение x выбирается произвольно. Для второй итерации принимается значение x , найденное в результате первой итерации, и т. д. Результаты итерации, начатые со значения $x_1 = 1$, представлены на рис. I-1.

Отметим, что угловой коэффициент линии $x_{n+1} = f(x_n)$ меньше единицы и способ простых итераций в этом случае дает решение $x = 4$.

Возьмем в качестве независимого переменного другое значение x в уравнении (I,5). В этом случае уравнение (I,5) преобразуется:

$$x_{n+1} = 2x_n - 4 \quad (I,7)$$

На рис. I-2 показано, что применение способа простых итераций при начальном значении независимой переменной x , меньшем чем 4, дает (вычисляемые) значения x , прогрессивно уменьшающиеся и удаляющиеся от искомого решения $x = 4$. Если начальные значения x больше 4, то значения $x_{\text{выч.}}$ прогрессивно увеличиваются, также удаляясь от искомого решения. Способ простых итераций при таком решении задачи оказывается не-пригодным, так как угловой коэффициент функции (I,7) больше единицы. Если угловой коэффициент функции определяется предполагаемым значением x , способ простых итераций может сходиться или расходиться в зависимости от начального значения этого x . Проиллюстрируем данный вывод.

Пусть необходимо определить корни следующего уравнения:

$$x^2 - 4x - 4 = 0 \quad (I,8)$$

Применяя известные формулы, легко найдем корни $x = 2 + 2\sqrt{2}$ и $x = 2 - 2\sqrt{2}$. Если принять x с коэффициентом

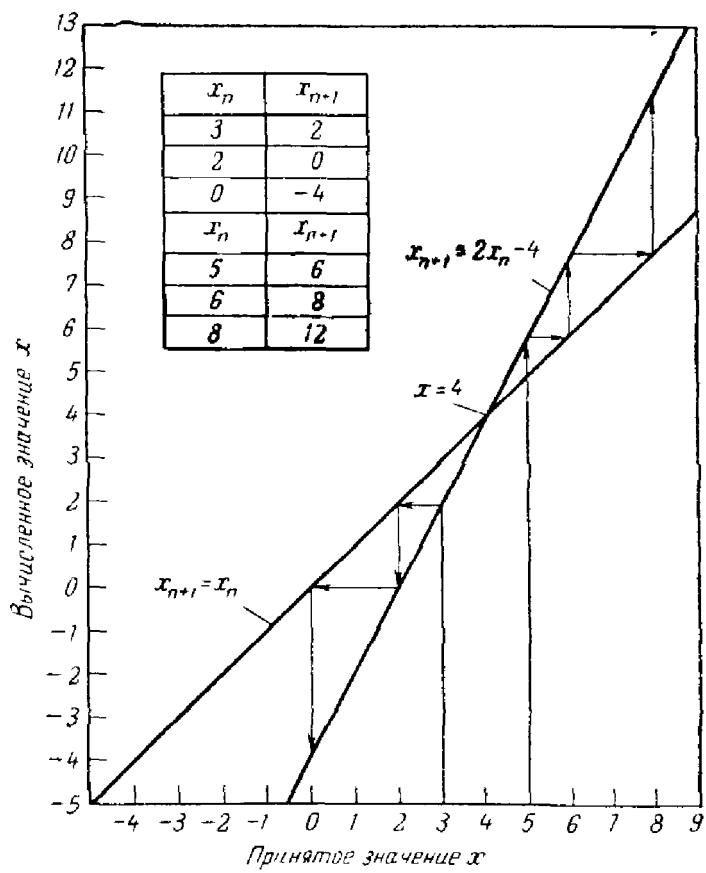


Рис. I-2. Отсутствие сходимости способа простых итераций при угловом коэффициенте функции, большем единицы.

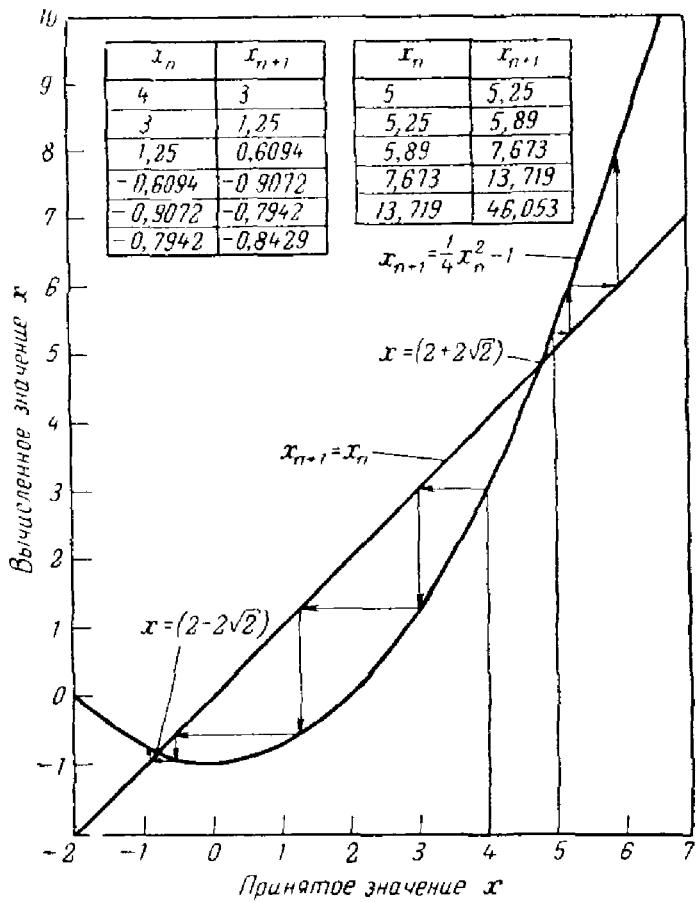


Рис. I-3. Зависимость сходимости способа простых итераций от начального значения x в случае, если угловой коэффициент функции определяется этим значением x .

—4 за зависимую переменную, то уравнение (I,8) можно переписать:

$$x_{n+1} = \frac{1}{4}x_n^2 - 1 \quad (I,9)$$

Для начальных значений x , меньших чем $2 + 2\sqrt{2}$, способ простых итераций дает значение корня $x = 2 - 2\sqrt{2}$ (рис. I-3).

Для любого начального значения x , большего чем $2 + 2\sqrt{2}$, способом простых итераций нельзя получить значения другого корня. Для доказательства рассмотрим правую часть уравнения (I,9), обозначив ее как самостоятельную функцию $f(x)$. Тогда уравнение (I,9) запишется в виде

$$x = f(x) \quad (I,10)$$

где

$$f(x) = \frac{1}{4}x^2 - 1.$$

Исследования показывают, что достаточное условие сходимости способа простых итераций выражается неравенством

$$\left| \frac{df(x)}{dx} \right| < 1 \quad (I,11)$$

в окрестности искомого значения корня. Это условие не является необходимым, так как всегда имеется вероятность того, что искомое решение для x будет выбрано в качестве предположительного значения x в первом приближении.

Для системы трех независимых уравнений, содержащих три переменные x, y, z

$$\left. \begin{array}{l} x = f_1(x, y, z) \\ y = f_2(x, y, z) \\ z = f_3(x, y, z) \end{array} \right\} \quad (I.12)$$

достаточными условиями сходимости способа простых итераций в окрестности искомого значения корня являются следующие неравенства:

$$\left. \begin{array}{l} \left| \frac{\partial f_1}{\partial x} \right| + \left| \frac{\partial f_2}{\partial x} \right| + \left| \frac{\partial f_3}{\partial x} \right| < 1 \\ \left| \frac{\partial f_1}{\partial y} \right| + \left| \frac{\partial f_2}{\partial y} \right| + \left| \frac{\partial f_3}{\partial y} \right| < 1 \\ \left| \frac{\partial f_1}{\partial z} \right| + \left| \frac{\partial f_2}{\partial z} \right| + \left| \frac{\partial f_3}{\partial z} \right| < 1 \end{array} \right\} \quad (I.13)$$

Этот критерий сходимости простых итераций установил Нильсен⁴, который показал также, что если сумма указанных производных существенно не меньше единицы, то сходимость очень медленная.

Способ простых итераций как таковой применяется редко, поскольку во многих случаях его сходимость оказывается слишком медленной. После получения какого-либо значения переменной можно целенаправленно выбрать величину следующего приближения при помощи различных, обеспечивающих сходимость расчета способов, применение которых во многих случаях оказывается столь же трудным, как и аналитическое решение задач.

Предложенный способ сходимости обычно проверяют решением разнообразных численных примеров. Способ простых итераций редко применяют ко всей задаче в целом; чаще всего его используют на отдельных стадиях решения более сложной задачи.

Рассмотренные свойства простых итераций служат важной основой для интерпретации численных результатов, полученных при решении сложных задач.

Способ Ньютона. Одним из часто применяемых способов решения задачи методом последовательных приближений является способ, предложенный Ньютоном. Допустим, что необходимо найти значение x , при котором $f(x) = 0$. Способ Ньютона состоит в использовании при итерациях двух первых членов ряда Тейлора для $f(x)$ в окрестности некоторого значения x , скажем x_n :

$$f(x) = f(x_n) + f'(x_n)(x - x_n) \quad (I.14)$$

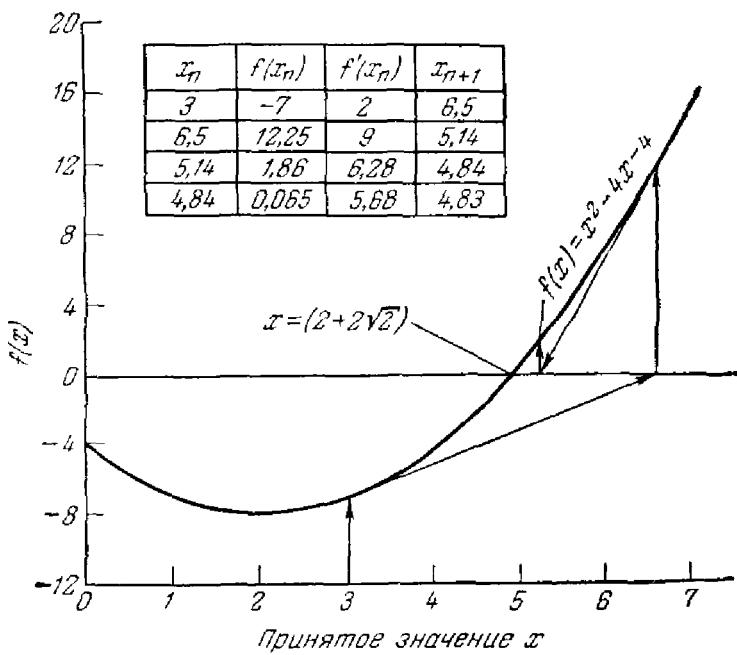


Рис. I-4. Графическая иллюстрация способа Ньютона.

В данном случае используют только два первых члена ряда, поэтому и в общем виде они являются приближенным значением функции $f(x)$. Далее допустим, что при значении $x = x_{n+1}$ функция $f(x) = 0$. При этом уравнение (I,14), примет вид:

$$x_{n+1} = x_n - \frac{f(x_n)}{f'(x_n)} \quad (I,15)$$

Графически способ Ньютона можно рассматривать как линейную экстраполяцию функции (рис. I-4) в точке $[x_n, f(x_n)]$ до значения $(x_{n+1}, 0)$. Наклон экстраполяционной линии составляет $f'(x_n)$. Если функция $f(x)$ линейна, то значение для x_{n+1} , рассчитанное в результате первого приближения, является искомым.

На рис. I-4 показано применение способа Ньютона для нахождения положительного корня ($x = 2 + 2\sqrt{2}$), который удовлетворял бы уравнению (I,8). Простые итерации в этом случае не дают решения; способ Ньютона, наоборот, обеспечивает быструю сходимость до искомого результата. Кроме того, очевидно, что если начальное значение x лежит вправо от $x = 2$, то способ Ньютона дает сходимость при значении корня $x = (2 + 2\sqrt{2})$. В случае, когда начальная величина x лежит влево от $x = 2$, этот способ дает сходимость при корне $x = (2 - 2\sqrt{2})$. Если взято начальное значение $x = 2$, способ Ньютона оказывается непригодным, так как $f'(2) = 0$. Если же, наконец, в окрестности значения искомого корня оказывается точка перегиба, указанный способ может не дать сходимости⁵.

Прежде чем применять способ Ньютона, следует определить поведение функции в окрестности значения корня и соответственно

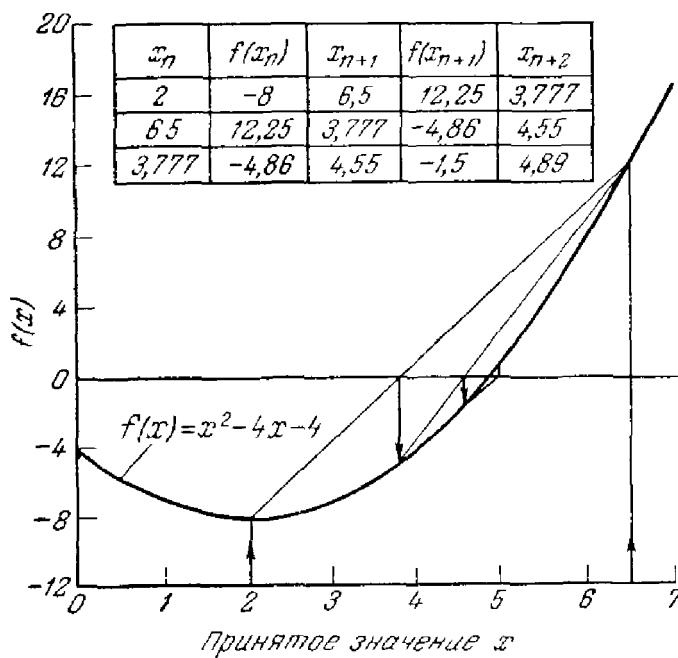


Рис. I-5. Графическая иллюстрация способа интерполяции.

можно обойти применением способа интерполяции. Прежде всего выбирают два произвольных значения x и вычисляют отвечающие им значения функции. Допустим, что $x_1 = 2$, а $x_2 = 6,5$; это соответственно дает $f(2) = -8$ и $f(6,5) = 12,25$. Далее, предполагают, что две указанные точки соединены прямой (рис. I-5), пересекающей ось для x при $x = 3,777$; найденное значение x лучше, чем $x = 2$ или $x = 6,5$. При $x_3 = 3,777$ значение для $f(x_3)$ соответственно равно $-4,86$. После соединения прямой двух последних точек ($6,5$ и $12,25$) и ($3,777$ и $-4,86$) получается еще более улучшенное значение для x ($x = 4,55$). Проводя подобные вычисления, находят искомое значение корня.

Формулу интерполяции выводят следующим образом. Уравнение для прямой линии, соединяющей точки x_n , $f(x_n)$ и x_{n+1} , $f(x_{n+1})$, имеет вид:

$$\frac{f(x) - f(x_n)}{x - x_n} = \frac{f(x_n) - f(x_{n+1})}{x_n - x_{n+1}} \quad (I,16)$$

Допустим, что x_{n+2} — искомое значение x , при котором $f(x) = 0$. Тогда, решая уравнение (I,16) относительно x_{n+2} , получаем:

$$x_{n+2} = \frac{x_n f(x_{n+1}) - x_{n+1} f(x_n)}{f(x_{n+1}) - f(x_n)} \quad (I,17)$$

Очевидно, способ интерполяции, приемлем даже в случае непригодности способа Ньютона, т. е. если взято значение x , дающее $f'(x) = 0$. Если же функция линейна, искомое значение x определяется, так же как и при способе Ньютона, уже после

выбрать начальное значение x . Ниже рассмотрены некоторые корректировки, которые следует вносить при применении способа Ньютона к функциям, содержащим несколько корней, если такая необходимость возникает. Несмотря на то, что способ Ньютона имеет некоторые недостатки, его можно успешно использовать для решения многих задач методом последовательных приближений.

Способ интерполяции.

Некоторые ограничения способа Ньютона

интерполяции⁵ (I,14).

первого приближения. Необходимо учесть и то, что для расчета производной не требуется знания следующего значения x . Однако при применении способа Ньютона для функций, имеющих несколько корней, нужно проводить расчеты в интервале, содержащем искомые корни.

Способ Ньютона — Рафсона. Распространение способа Ньютона на функции с несколькими переменными называется способом Ньютона — Рафсона⁴. Этот способ обосновывается аналогично способу Ньютона.

Примем, что определен ряд значений для x и y , при которых одновременно $f_1(x_n, y) = 0$ и $f_2(x, y) = 0$. Если выразить каждую функцию в виде ряда Тейлора в окрестности значений x_n и y_n и опустить все члены, содержащие производные высшего порядка, получаются следующие уравнения:

$$f_1(x, y) = f_1(x_n, y_n) + \frac{\partial f_1}{\partial x}(x_n, y_n)(x - x_n) + \frac{\partial f_1}{\partial y}(x_n, y_n)(y - y_n) \quad (I,18)$$

$$f_2(x, y) = f_2(x_n, y_n) + \frac{\partial f_2}{\partial x}(x_n, y_n)(x - x_n) + \frac{\partial f_2}{\partial y}(x_n, y_n)(y - y_n) \quad (I,19)$$

Для значений (x_{n+1}, y_{n+1}) , дающих $f_1(x_{n+1}, y_{n+1}) = f_2(x_{n+1}, y_{n+1}) = 0$ уравнения (I,18) и (I,19) приводятся соответственно к уравнениям

$$f_1 + \frac{\partial f_1}{\partial x} \Delta x_{n+1} + \frac{\partial f_1}{\partial y} \Delta y_{n+1} = 0 \quad (I,20)$$

$$f_2 + \frac{\partial f_2}{\partial x} \Delta x_{n+1} + \frac{\partial f_2}{\partial y} \Delta y_{n+1} = 0 \quad (I,21)$$

Здесь

$$\Delta x_{n+1} = x_{n+1} - x_n \quad \Delta y_{n+1} = y_{n+1} - y_n$$

Понятно, что функции и их производные определяют при $x = x_n$ и $y = y_n$. Задача сводится к двум уравнениям с двумя неизвестными (Δx_{n+1} и Δy_{n+1}). Значения, рассчитанные после n приближений: (x_{n+1}) и (y_{n+1}) — берутся в качестве исходных значений для $(n+1)$ -го приближения. Эта процедура повторяется до получения значений корней с желаемой точностью.

Графическая интерпретация способа Ньютона — Рафсона представлена на рис. I-6. Уравнение (I,20) можно изобразить геометрически в виде проекций на плоскости, параллельных плоскостям $f_1 = x$ и $f_1 = y$. Эти проекции начинаются в точке $f_1(x_n, y_n)$ на поверхности функции $f_1(x, y)$ и кончаются в точке (x_{n+1}, y_{n+1}) . На рис. I-6 показано, что первая проекция имеет наклон $\frac{\partial f_1}{\partial x}$ и начинается в точке $f_1(x_n, y_n)$. Проекция, параллельная плоскости $f_1 = y_1$, имеет наклон $\frac{\partial f_1}{\partial y}$. Эта проекция кончается

в точке (x_{n+1}, y_{n+1}) , лежащей в плоскости $x - y$. Геометрическая интерпретация уравнения (I,21) аналогична (см. рис. I-6).

Следует подчеркнуть, что Δx_{n+1} и Δy_{n+1} имеют для обеих функций одно и то же значение (см. рис. I-6). Помимо этого, необходимо отметить, что, если f_1 и f_2 линейны относительно обеих переменных, искомые значения для x и y определяются после первого приближения.

Сходимость способа Ньютона — Рафсона рекомендуется исследовать путем непосредственного применения этого метода к решению различных задач, стоящих перед исследователем. Следует изучить использование различных начальных значений переменных. Если интерес представляют только положительные значения корней, а при промежуточном приближении получаются отрицательные значения переменных, необходимо предусмотреть возможность выбора новых значений переменных для следующего приближения. Как уже указывалось, целесообразно непосредственное испытание способа в отношении сходимости, так как труднее аналитически доказать сходимость или несходимость способа Ньютона — Рафсона для данной системы уравнений, чем найти конкретные условия, при которых получалась бы сходимость до желаемого результата для одних начальных условий и несходимость для других.

В данной главе рассмотрены только четыре способа решения задач методом последовательных приближений, которые наиболее часто будут встречаться в дальнейшем. Кроме этих способов имеются и другие, например описанные Нильсеном⁴.

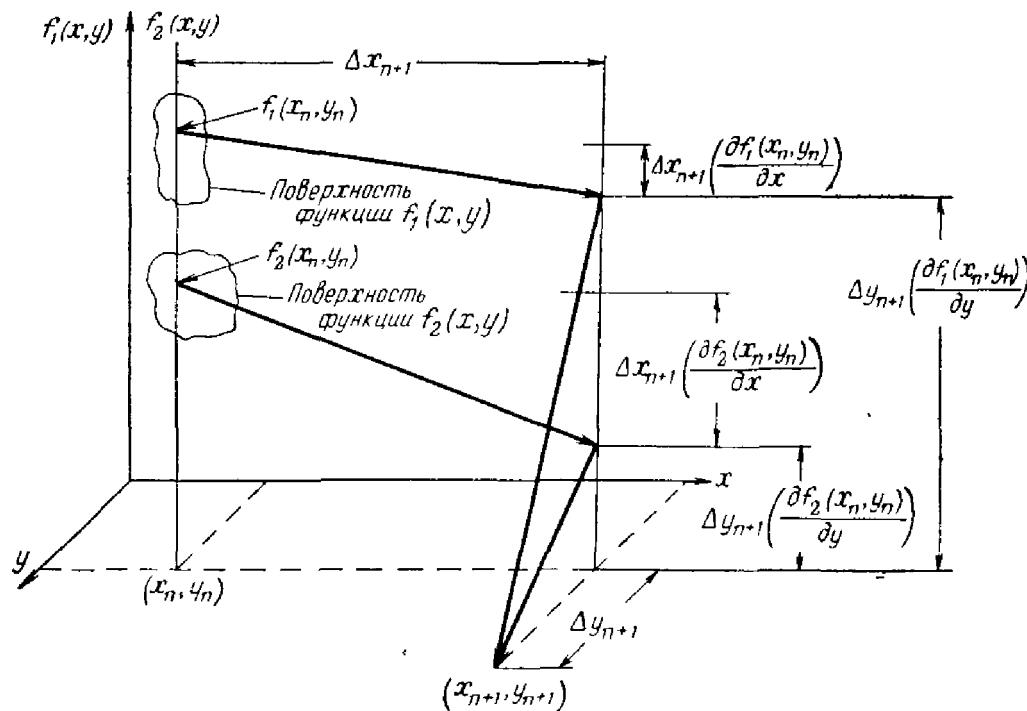


Рис. I-6. Графическая иллюстрация способа Ньютона — Рафсона.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ*

K_i — коэффициент пропорциональности между мольными долями компонента i в паровой и жидкой фазах при равновесии ($y_i = K_i x_i$).

Q — тепло, потребляемое единицей массы перерабатываемого вещества.

W_s — внешняя работа системы, приходящаяся на единицу массы перерабатываемого вещества.

x_i — мольная доля компонента i в жидкой фазе.

x_n, x_{n+1} — независимые и зависимые переменные для n -ного приближения при всех изложенных способах, кроме интерполяции. При последнем способе независимые переменные имеют обозначения x_n и x_{n-1} , а зависимая переменная — x_{n+2} .

y_i — мольная доля компонента i в паровой фазе.

ΔH — изменение энтальпии единицы массы перерабатываемого вещества.

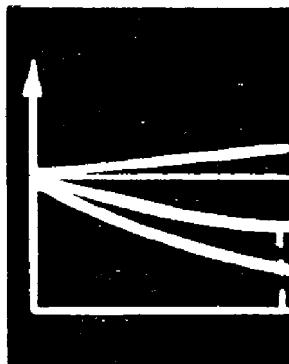
ΔE_k — изменение кинетической энергии единицы массы перерабатываемого вещества.

ΔE_u — изменение потенциальной энергии единицы массы перерабатываемого вещества.

ЛИТЕРАТУРА

1. Acgrivoss, Andreas, Amundson N. R., Chem. Eng. Sci., 4, 29 (1949).
2. Murdoch P. G., Chem. Eng. Progr., 44, 855 (1948).
3. Underwood A. J. V., Chem. Eng. Progr., 44, 603 (1948).
4. Nielsen K. L., Methods in Numerical Analysis, New York, Macmillan Co., 1957, p. 199.
5. Sokolnikoff I. S., Sokolnikoff E. S., Higher Mathematics of Engineers and Physicists, 2nd ed., New York, MacGraw-Hill Book Company, Inc., 1941, p. 101.

* Условные обозначения приводятся в конце каждой главы. — Доп. ред



РАСЧЕТ ТЕМПЕРАТУР КИПЕНИЯ, ТЕМПЕРАТУР ТОЧКИ РОСЫ И ПАРО-ЖИДКОСТНОГО РАВНОВЕСИЯ

Общие положения

Методики расчета температур кипения, точки росы и паро-жидкостного равновесия рассмотрены отдельно, поскольку каждая из них входит как составная часть во все алгоритмы расчета процесса многокомпонентной ректификации. Обычно все компоненты описываемой системы летучи, т. е. могут присутствовать в обеих фазах. Однако в данной главе разбираются также случаи, когда легкие и тяжелые компоненты находятся в одной фазе. Принимается, что константа K_i для каждого компонента i не зависит от состава и является только функцией температуры и давления, а энталпии чистых компонентов не зависят от давления и являются только функцией температуры. Энталпия смеси при заданной температуре T берется как сумма произведений энталпий чистых компонентов (определенных для данного значения T) на их мольную долю в смеси.

Расчет систем, содержащих летучие двухфазные компоненты

Для того чтобы двухфазная многокомпонентная система находилась в состоянии равновесия, температуры и давления в обеих фазах должны быть одинаковы. Если две фазы будут в равновесии, одностороннего перехода вещества из одной фазы в другую (или изменения состава) не наблюдается. В такой системе пар находится при температуре точки росы, а жидкость в равновесии с паром — при температуре кипения, причем это одна и та же температура. Поэтому при проведении последующих расчетов термин «температура кипения» и «температура точки росы» применяется в следующих случаях: если температура равновесия рассчитывается на основе состава жидкой фазы, то ее называют температурой кипения, а если на основе состава пара — температурой точки росы.

Расчет температуры кипения. Часто встречающейся задачей является определение температуры кипения для заданных составов жидкости и общего давления. В случае применения к системе закона Генри ($y_i = K_i x_i$) получают c уравнений. Поскольку сумма значений y_i равна единице, то для ($c - i$) значение y_i неизвестно. Значение $K = f(T)$ можно выразить в виде полинома; так как сумма значений y_i равна единице, то такая система из c уравнений с c неизвестными [$(c - 1)$ значений для y_i и температура] сводится к одному уравнению с одним неизвестным:

$$1 = \sum_{i=1}^c K_i x_i \quad (\text{II.1})$$

Необходимо определить значение T , удовлетворяющее уравнению (II.1). Применение способов решения такого типа задач, описанных в главе I, облегчается, если переписать уравнение (II.1) в следующем виде:

$$f(T) = \sum_{i=1}^c K_i x_i - 1 \quad (\text{II.2})$$

Таким образом, нужно найти некоторое значение T , при котором $f(T) = 0$. Поскольку каждое значение K_i возрастает с температурой, то $f(T)$ имеет только один положительный корень. Для определения искомого корня используется способ Ньютона. Если считать, что T_n — значение T , полученное после n последовательных приближений, то улучшенное значение T (обозначается как T_{n+1}) для $(n + 1)$ -го приближения определяют по формуле Ньютона:

$$T_{n+1} = T_n - \frac{f(T_n)}{f'(T_n)} \quad (\text{II.3})$$

Первая производная от $f(T)$ равна:

$$f'(T) = \sum_{i=1}^c x_i \left(\frac{dK_i}{dT} \right)$$

Если $K_i = a_i + b_i T + c_i T^2 + d_i T^3$, где a_i, b_i, c_i и d_i — константы, то

$$f'(T_n) = \sum_{i=1}^c x_i (b_i + 2c_i T_n + 3d_i T_n^2)$$

Способ Ньютона для расчета температур кипения применили Амундсон и Понтиен¹, а также Листер и др.². Они установили, что этот способ дает очень быструю сходимость при определении температуры кипения. Тем не менее методика расчета все же должна включать и некоторую проверку для того, чтобы

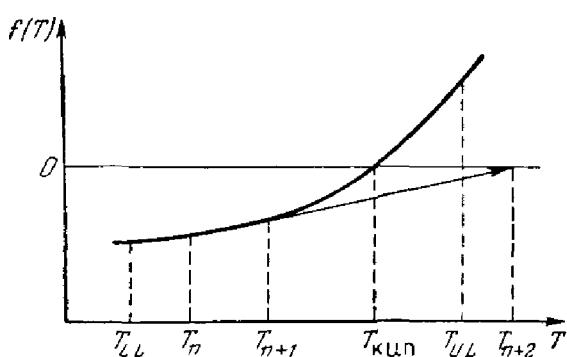


Рис. II-1. Применение способа Ньютона к расчету температуры кипения.

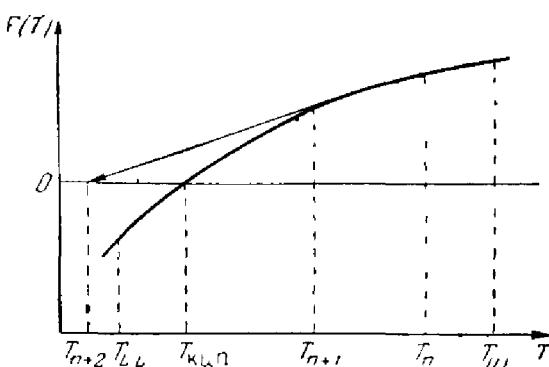


Рис. II-2. Применение способа Ньютона к расчету температуры кипения.

исключить применение в расчете температур, выходящих за пределы интервала зависимости $K = f(T)$.

Для расчета температуры кипения используют также способ интерполяции. Применение его начинают с выбора двух произвольных значений для T в пределах интервала аппроксимации зависимости $K = f(T)$. Обозначив эти два значения через T_n и T_{n+1} , способом интерполяции находят следующее улучшенное значение для T :

$$T_{n+2} = \frac{T_n f(T_{n+1}) - T_{n+1} f(T_n)}{f(T_{n+1}) - f(T_n)} \quad (\text{II.4})$$

Последующее улучшенное значение температуры T_{n+3} определяют, исходя из T_{n+1} и T_{n+2} . Каждая величина T , рассчитываемая таким образом, подлежит проверке для того, чтобы установить, находится ли она в пределах, взятых для аппроксимирующих полиномов.

Рис. II-1 и II-2 наглядно иллюстрируют необходимость проверки этого условия. Если зависимость $f(T)$ — вогнутая кривая, как показано на рис. II-1, то можно получить значение T , которое превышает верхнее допустимое ограничение. В данном случае вместо того, чтобы взять это значение T , рассчитывают его следующее улучшенное значение

$$T_{n+2} = \frac{T_{n+1} + T_{U.L.}}{2} \quad (\text{II.5})$$

Однако если в результате ряда последовательных приближений получают значение $T > T_{U.L.}$, то это означает, что температура кипения смеси может быть больше чем $T_{U.L.}$. После того как эта ситуация повторится несколько раз, проверяется температура кипения, равная $T_{U.L.}$. В случае когда $f(T)$ — выпуклая кривая (см. рис. II-2), можно получить значение $T < T_{L.L.}$. При этом берут улучшенное значение T , которое определяется как

$$T_{n+2} = \frac{T_{n+1} + T_{L.L.}}{2} \quad (\text{II.6})$$

Если несколько последовательных приближений дают $T < T_{L.L.}$, то это значит, что температура кипения предположительно ниже нижнего предела $T_{L.L.}$. Аналогично, если указанное явление наблюдается заданное количество раз, то за температуру кипения можно принимать температуру, равную $T_{L.L.}$.

Расчет температуры точки росы. В этой задаче заданы значения ($c = 1$) мольных долей в паровой фазе и общее давление; требуется определить температуру точки росы. Хотя отдельные значения x_i неизвестны, известно, что их сумма равна единице. Так как $x_i = y_i K_i$, то

$$1 = \sum_{i=1}^c \frac{y_i}{K_i} \quad (II.7)$$

тогда можно записать в виде функционала:

$$F(T) = \sum_{i=1}^c \frac{y_i}{K_i} - 1 \quad (II.8)$$

Для применения способа Ньютона необходимо знать значение первой производной:

$$F'(T) = - \sum_{i=1}^c \left(\frac{y_i}{K_i^2} \right) \left(\frac{dK_i}{dT} \right)$$

Температуру точки росы можно определить при помощи способа Ньютона или интерполяции, аналогично тому, как выше определялись температуры кипения.

Расчет температур кипения и температур точки росы через относительные летучести. Данный расчет очень удобен для случаев, когда относительные летучести не зависят от температуры. Тем не менее он применим и к системам, состоящим из компонентов, относительные летучести которых изменяются в зависимости от температуры. Относительная летучесть определяется по формуле

$$\frac{\dot{y}_i/x_i}{y_b/x_b} = \alpha_i \quad (II.9)$$

а в случае применения закона Генри как

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_b} \quad (II.10)$$

Ведущим компонентом (индекс b) обычно является один из компонентов смеси. Для ведущего компонента $y_b/x_b = K_b$ и $\alpha_b = 1,0$. Выражения, необходимые для расчета температур кипения и точки росы получают следующим образом.

Для любого компонента

$$\frac{y_i}{y_b} = \left(\frac{K_i}{K_b} \right) \left(\frac{x_i}{x_b} \right) \quad (\text{II.11})$$

это выражение можно представить как

$$\frac{y_i}{K_b} = a_i x_i \quad (\text{II.12})$$

Сложение обеих частей уравнения (II.12) для всех компонентов дает:

$$\frac{1}{K_b} = \sum_{i=1}^c a_i x_i \quad \text{или} \quad K_b = \frac{1}{\sum_{i=1}^c a_i x_i} \quad (\text{II.13})$$

Исключая K_b из уравнений (II.12) и (II.13), получают:

$$y_i = \frac{a_i x_i}{\sum_{i=1}^c a_i x_i} \quad (\text{II.14})$$

Аналогично можно легко показать что

$$K_b = \sum_{i=1}^c \frac{y_i}{a_i} \quad (\text{II.15})$$

и

$$x_i = \frac{y_i / a_i}{\sum_{i=1}^c y_i / a_i} \quad (\text{II.16})$$

Если относительные летучести не зависят от температуры, то значение K_b , отвечающее заданному ряду значений x_i или y_i , рассчитывают соответственно по уравнениям (II.13 и II.15). Температуру, при которой получается рассчитанное значение K_b , легко найти по графику зависимости K_b от температуры или при помощи аналитической зависимости T как функции K_b (по полиному).

Для расчета температуры кипения при изменении относительных летучестей в зависимости от температуры способы Ньютона и интерполяции удобнее применять, если уравнение (II.13) преобразовать следующим образом:

$$f(T) = K_b - \frac{1}{\sum_{i=1}^c a_i x_i} \quad (\text{II.17})$$

При использовании способа Ньютона необходимо определять первую производную:

$$f'(T) = \frac{dK_b}{dT} + \frac{\sum_{i=1}^c x_i (da_i/dT)}{\left(\sum_{i=1}^c a_i x_i \right)^2} \quad (\text{II.18})$$

Аналогично этому для расчета точки росы при применении способа Ньютона или интерполяции рекомендуется использовать следующую форму уравнения (II.15):

$$F(T) = K_b - \sum_{i=1}^c y_i / a_i \quad (\text{II.19})$$

Первой производной $F(T)$ является

$$F'(T) = \frac{dK_b}{dT} + \sum_{i=1}^c \left(\frac{y_i}{a_i^2} \right) \left(\frac{da_i}{dT} \right) \quad (\text{II.20})$$

Расчет температуры кипения и точки росы соответственно по уравнениям (II.17) и (II.19) проводят так же, как было описано при решении уравнения (II.2).

Применение способа интерполяции при расчете температур кипения и точки росы через относительные летучести связано с меньшим объемом программирования, чем в случае применения способа Ньютона.

Расчет систем, содержащих однофазные компоненты

Однофазный легкий компонент L определяют как компонент, который присутствует только в паровой фазе. Константа фазового равновесия данного компонента $K = \infty$. Однофазный легкий компонент называют также инертным или неконденсирующимся газом. Компонент, присутствующий только в жидкой фазе, является однофазным тяжелым компонентом и обозначается индексом H .

Когда однофазные легкие и тяжелые компоненты находятся в соответствующих фазах системы в состоянии равновесия, расчет температуры системы проводится аналогично ранее описанному. Температуру кипения вычисляют по уравнению (II.22), которое выводится следующим образом.

При сложении всех летучих компонентов в каждой части выражения $y_i = K_i x_i$ получают следующее выражение:

$$1 - \sum_L y_L = \sum_{i \neq H, L} K_i x_i \quad (\text{II.21})$$

Поскольку все величины K_H равны нулю, то тяжелые однофазные компоненты можно не включать в сумму значений $K_i x_i$. Сумма мольных долей однофазных легких компонентов в паровой фазе обозначена как $\sum_L y_L$. Значение K_i для летучих компонентов определяют при общем давлении системы и температуре кипения смеси. Мольные доли летучих компонентов в жидкой фазе вычисляют с учетом количеств однофазных тяжелых компонентов, присутствующих в жидкости. Записывая уравнение (II,21) в виде функции, получают:

$$f(T) = \sum_{i \neq H, L} K_i x_i - \left(1 - \sum_L y_L \right) \quad (\text{II.22})$$

Температура кипения соответствует такому положительному значению T , при котором $f(T) = 0$. Обычно задачу, прежде чем решить, формулируют следующим образом: определить температуру кипения смеси, если известны состав жидкой фазы, общая мольная доля однофазных легких компонентов $\left(\sum_L y_L \right)$ и общее давление системы. Расчет можно производить при помощи итераций Ньютона или способом интерполяции (см главу I).

Аналогично уравнению (II,22) можно легко получить следующее выражение для расчета точки росы:

$$F(T) = \sum_{i \neq H, L} \frac{y_i}{K_i} - \left(1 - \sum_H x_H \right) \quad (\text{II.23})$$

В данной главе описано применение способов Ньютона и интерполяции для решения функций $f(T)$ и $F(T)$ с целью определения температур кипения и точек росы смеси. Нижний предел точности расчета, который может потребоваться в этом случае, равняется примерно 10^{-5} . Другими словами, расчет температуры кипения смеси следует продолжать до тех пор, пока не будет найдено значение T , при котором

$$|f(T)| \leq 10^{-5} \quad (\text{II.24})$$

Стремление к большей точности расчета может привести к резкому увеличению числа приближений.

Расчет паро-жидкостного равновесия

Установление паро-жидкостного равновесия соответствует обогащению многокомпонентной смеси, достигаемому на одной равновесной ступени. При этом смесь, состоящая из легких и тяжелых компонентов, можно разделить на паровую и жидкую части, что наблюдается при поступлении питания в ректификационную колонну.

В общем виде задача расчета паро-жидкостного равновесия для процесса многокомпонентной ректификации формулируется следующим образом. Задан состав исходной смеси. Требуется определить общие количества пара и жидкости (в молях) и составы фаз, находящихся в равновесии при заданных температуре и давлении. Ниже приводится методика решения задачи этого типа.

Расчет количеств пара и жидкости (все компоненты летучи, т. е. могут находиться в обеих фазах). Питание, имеющее заданный состав, можно разделить на две фазы, если заданная температура равновесия T_F лежит между температурой кипения $T_{\text{кип}}$ и температурой точки росы $T_{\text{т. р.}}$ при данном давлении. Отсюда T_F удовлетворяет обоим условиям

$$f(T_F) > 0 \quad (\text{II.25})$$

$$F(T_F) > 0 \quad (\text{II.26})$$

где указанные $f(T_F)$ и $F(T_F)$ определяют как

$$f(T_F) = \sum_{i=1}^c K_{Fi} X_i - 1 \quad (\text{II.27})$$

$$F(T_F) = \sum_{i=1}^c \frac{y_i}{K_{Fi}} - 1 \quad (\text{II.28})$$

Другой способ заключается в сравнении температур $T_{\text{кип}}$ и $T_{\text{т. р.}}$. Это требует предварительного определения температур кипения и точки росы для состава питания, рассчитываемых путем нахождения таких значений T , при которых соответственно $f(T) = 0$ и $F(T) = 0$.

Приводимый ниже вывод уравнений для расчета паро-жидкостного равновесия заимствован из литературы³. Если при заданных температуре и давлении смесь состоит из двух фаз, то при установившемся состоянии справедливо следующее уравнение материального баланса компонента i :

$$FX_i = V_F y_{Fi} + L_F x_{Fi} \quad (\text{II.29})$$

Поскольку рассматривается равновесный процесс, то

$$FX_i = V_F y_{Fi} + \frac{L_F y_{Fi}}{K_{Fi}} \quad (\text{II.30})$$

Далее с учетом равенства $F = V_F + L_F$ находят:

$$y_{Fi} = \frac{FX_i}{F - L_F + \frac{L_F}{K_{Fi}}} \quad (\text{II.31})$$

Разделив числитель и знаменатель уравнения (II,31) на F и проведя преобразования, получаем следующее выражение:

$$y_{F_i} = \frac{X_i}{1 - \frac{L_F}{F} \left(1 - \frac{1}{K_{F_i}} \right)} \quad (\text{II,32})$$

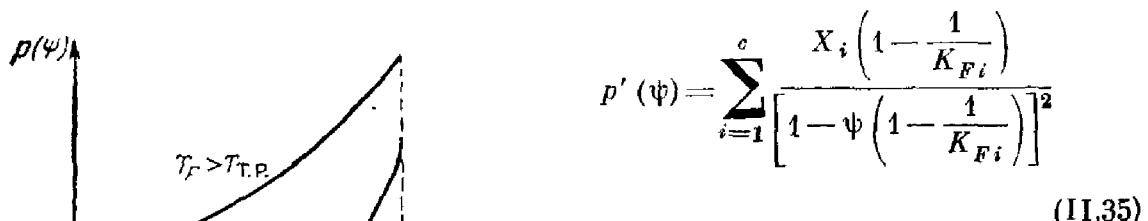
Суммирование по всем компонентам для обеих частей уравнения (II,32) дает:

$$1 = \sum_{i=1}^c \frac{X_i}{1 - \frac{L_F}{F} \left(1 - \frac{1}{K_{F_i}} \right)} \quad (\text{II,33})$$

Для удобства обозначим L_F/F через ψ и определим функцию $p(\psi)$

$$p(\psi) = \sum_{i=1}^c \frac{X_i}{1 - \psi \left(1 - \frac{1}{K_{F_i}} \right)} \quad (\text{II,34})$$

Искомое решение этого уравнения находят, если $\psi > 0$ при условии $p(\psi) = 0$. Состав пара V_F при паро-жидкостном равновесии получают подстановкой этого же значения ψ в уравнение (II,32). Состав соответствующей жидкости L_F можно рассчитать через константу равновесия $x_{F_i} = y_{F_i}/K_{F_i}$. С целью изучения особенности функции $p(\psi)$ и применения способа Ньютона для ее решения необходимо найти производную:



где функция $p(\psi)$ содержит с корней, из которых только два имеют физический смысл: значение $\psi = 0$ и искомый корень $\psi = \psi_r$.

Поскольку $p(0) = 0$, $p'(0) < 0$, $p''(0) < 0$ и $p(1) > 0$, то минимум функции находится между $\psi = 0$ и $\psi = 1$. График этой функции (рис. II-3) иллюстрирует, что искомый корень ψ_r больше, чем значение ψ , при котором $p(\psi)$ минимально, но меньше единицы. Если

Рис. II-3. График функции $p(\psi)$.

в качестве начального значения принимают $\psi = 1$, то способ Ньютона дает сходимость к искомому корню ψ_r , поскольку значения $p(\psi)$, $p'(\psi)$ и $p''(\psi)$ положительны при всех значениях ψ , удовлетворяющих условию: $\psi_r \leq \psi \leq 1$.

Если $\psi < \psi_m$ принято в качестве первого допускаемого значения корня то, применяя способ Ньютона, получают корень $\psi = 0$, так как $0 \leq \psi < \psi_m$, $p(\psi) < 0$ и $p'(\psi) < 0$.

На рис. II-3 показаны также графики функции $p(\psi)$ для случаев, когда $T_F > T_{\text{т.р.}}$ и $T_F < T_{\text{кип.}}$.

Определение ψ способом Ньютона иллюстрирует следующий численный пример.

Пример II-1. Данный пример представляет собой видоизменение задачи, которую решали Браун и др.⁴. Однако для усложнения этой задачи при решении ее по уравнениям (II,34) и (II,35) вместо температуры паро-жидкостного равновесия $43,3^\circ\text{C}$ с указанными авторами была задана температура $65,6^\circ\text{C}$. Браун и др. получили величину $\psi_r = L_F/F = 0,93$, а в данном примере найдено значение $\psi_r = 0,457$. Условия и решение задачи приведены в табл. 1.

ТАБЛИЦА 1

Условия и решение примера II-1

Условия ($F=1$ моль)			Решение (первое приближение $\psi_1=1,0$)	
компонент	x	K^*	$y = \frac{x}{1-\psi_1(1-1/K)}$	$x(1-1/K)$ $[1-\psi_1(1-1/K)]^2$
C ₂	0,0079	16,2	0,1280	1,9465
C ₃	0,1321	5,2	0,6869	2,8851
изо-C ₄	0,0849	2,6	0,2207	0,3531
n-C ₄	0,2690	1,98	0,5326	0,5219
изо-C ₅	0,0589	0,91	0,0536	-0,0049
n-C ₅	0,1321	0,72	0,0951	-0,0266
C ₆	0,3151	0,28	0,0882	-0,0635
			1,8051	5,6116

* Показатели K определяли при $t = 65,56^\circ\text{C}$ и избыточном давлении $p = 3,5$ atm.

Детально разобрано первое приближение, а для остальных приближений даны только конечные результаты. При первом приближении рассчитаны величины $p(\psi_1) = 0,8051$ и $p'(\psi_1) = 5,6116$. Определение ψ , проведенное по формуле Ньютона, дало величину $\psi_2 = 0,8565$. Дальнейшие итерации привели к следующим значениям указанных величин:

Приближение	Результаты		
2	$p(\psi_2) = 0,3671$	$p'(\psi_2) = -1,8370$	$\psi_3 = 0,6567$
3	$p(\psi_3) = 0,1206$	$p'(\psi_3) = -0,8237$	$\psi_4 = 0,5102$
4	$p(\psi_4) = 0,0261$	$p'(\psi_4) = -0,4927$	$\psi_5 = 0,4573 *$

* Исходя из $\psi_5 = 0,4573$, получено $p(\psi_5) = \sum y_i = 0,00246$ и окончательное значение $\psi_6 = 0,4511$.

ТАБЛИЦА 2

Условие и решение примера II-2

Условия $\left(\sum_{i=L} F X_i = 1,0; F = 1,25 \text{ моль} \right)$			Решение (первое приближение $\psi_5 = 0,1884$)	
компонент	x	K^*	$y = \frac{x}{1 - \psi_5 (1 - 1/K)}$	$\frac{x (1 - 1/K)}{[1 - \psi_5 (1 - 1/K)]^2}$
Однофазный легкий	0,2000	∞	0,2464	0,3036
C ₂	0,0063	16,2	0,0076	0,0086
C ₃	0,1057	5,2	0,1247	0,1188
изо-C ₄	0,0679	2,6	0,0768	0,0535
н-C ₄	0,2152	1,98	0,2873	0,1295
изо-C ₅	0,471	0,91	-0,0462	-0,0045
н-C ₅	0,1057	0,72	0,0985	-0,0357
C ₆	0,2521	0,28	0,1698	-0,2941
				0,2797

* Показатели K определили при $t = 65,56^\circ\text{C}$ и избыточном давлении $p = 3,5 \text{ atm}$

В табл. 2 приведены условия и решения примера II-2.

В результате первого приближения рассчитаны следующие значения $p(\psi)$.

Приближение	Результаты		
1	$p(\psi_2) = 0,4276$	$p'(\psi_2) = 2,0877$	$\psi_3 = 0,4297$
2	$p(\psi_3) = 0,1443$	$p'(\psi_3) = 0,9001$	$\psi_4 = 0,2694$
3	$p(\psi_4) = 0,9375$	$p'(\psi_4) = 0,4622$	$\psi_5 = 0,1884$
4	$p(\psi_5) = 0,0074$	$p'(\psi_5) = 0,2797$	$\psi_6 = 0,162$

Следует указать, что уравнение (II,34) можно решить также способом интерполяции. Изучение графика $p(\psi)$ показывает, что получаемая при этом способе сходимость к искомому корню обеспечивается, если первые два значения ψ (применявшиеся для начала интерполяции) дают положительные значения для $p(\psi)$. Величина $\psi = 1$ удовлетворяет этому условию и принимается в качестве первого (ψ_1) значения ψ .

Второе значение ψ выбирают следующим образом. Произвольно берут какую-либо величину $\psi = \psi_K$, лежащую между $\psi = 0$ и $\psi = 1$. Если $p(\psi)_K < 0$, то исследуется значение ψ , равное $(1 + \psi_K)/2$. Величины ψ , близкие к ψ_1 , проверяются до тех пор, пока не будет найдено значение ψ_2 , при котором $p(\psi) > 0$. Применение значений ψ_1 и ψ_2 позволяет определить улучшенное значение ψ_3 по формуле интерполяции [см. уравнение (I,17)].

Условия паро-жидкостного равновесия можно описать уравнениями, имеющими другую форму. Например, если y_{Fi} заменить в уравнении (II,29), то получают следующее выражение:

$$P(\Psi) = \sum_{i=1}^c \frac{X_i}{1 - \Psi(1 - K_{Fi})} - 1 \quad (\text{II,36})$$

производная которого

$$P'(\Psi) = \sum_{i=1}^c \frac{X_i(1 - K_{Fi})}{[1 - \Psi(1 - K_{Fi})]^2} \quad (\text{II,37})$$

Буквой ψ обозначено отношение V_F/F . В этом случае задача сводится к нахождению положительного значения, т. е. $\Psi > 0$, при котором $P(\Psi) = 0$. Для значений Ψ , лежащих в интервале $0 \leq \Psi \leq 1$, функция $P(\Psi)$ аналогична показанной на рис. II-3 для $p(\psi)$. При применении способа Ньютона для решения уравнения (II,37), когда $P(\Psi) = 0$, сходимость к искомому положительному корню обеспечивается в том случае, если начальное значение $\Psi = 1$.

Расчет количества пара и жидкости (присутствуют однофазные компоненты). Если питание содержит как однофазные легкие и тяжелые компоненты, так и летучие компоненты, функция $p(\psi)$ для расчета паро-жидкостного равновесия принимает вид

$$p(\psi) = \sum_{i \neq L} \frac{X_i}{1 - \psi \left(1 - \frac{1}{K_{Fi}}\right)} - 1 \quad (\text{II,38})$$

При этом для однофазных легких компонентов $(1/K_{FL}) = 0$. Решение уравнения (II,38), имеющее физический смысл, можно получить для любых значений температур и давлений.

Для величины T , лежащей в интервале между нулем и бесконечностью, значение ψ , при котором $p(\psi) = 0$, лежит внутри следующего интервала:

$$\sum_{i \neq L} X_i > \psi_r > \sum_H X_H \quad (\text{II,39})$$

Нижнее ограничение для ψ_r соответствует существованию жидкой фазы, состоящей только из однофазных тяжелых компонентов, а верхнее ограничение отвечает образованию жидкой фазы, включающей все компоненты, кроме однофазных легких компонентов.

Для питания, которое состоит из однофазных легких и летучих двухфазных компонентов, существует значение ψ , имеющее физический смысл и дающее $p(\psi) = 0$, если исходная температура

фазового равновесия ниже температуры точки росы при данном давлении, т. е.

$$F(T_F) > 0 \quad (\text{II},40)$$

Здесь $F(T_F)$ определяют по уравнению (II,28); при этом питание можно разделить на две фазы.

Для $0 < T_F < T_{r.p.}$ (питания) значения $\psi > 0$, при котором $p(\psi) = 0$, имеют следующие ограничения:

$$\sum_{i \neq L} X_i > \psi_r > 0 \quad (\text{II},41)$$

Аналогично для питания, состоящего из однофазных тяжелых и летучих двухфазных компонентов, также существует значение ψ , имеющее физический смысл и дающее $p(\psi) = 0$, если исходная температура фазового равновесия выше температуры кипения (для состава питания) при данном давлении, т. е.

$$f(T_F) > 0 \quad (\text{II},42)$$

Здесь $f(T_F)$ определяют по уравнению (II,27). При этом питание можно разделить на две фазы.

Для $T_{\text{кип.}} < T_F < \infty$ значения ψ_r имеют следующие ограничения:

$$\sum_H X_H < \psi_r < 1 \quad (\text{II},43)$$

Верхнее и нижнее теоретические ограничения для температуры, которыми являются нуль и бесконечность, в практических условиях можно заменить значениями $T_{U.L.}$ и $T_{L.L.}$

Для систем, содержащих один и более летучих двухфазных компонентов, а также однофазные легкие или однофазные тяжелые компоненты, функция $P(\Psi)$ имеет вид

$$P(\Psi) = \sum_{i \neq L} \frac{X_i}{1 - \Psi(1 - K_{L,i})} - 1 \quad (\text{II},44)$$

Понятно, для однофазного тяжелого компонента значение $K_{FH} = 0$. Следует отметить, что при нахождении корня уравнения $p(\psi) = 0$ для значений $\psi > 0$ с помощью итераций Ньютона или интерполированием в качестве первого значения принимают наибольшее, имеющее физический смысл и определяемое следующим уравнением:

$$\Psi_1 = \frac{\sum_{i \neq L} F X_i}{F} = \sum_{i \neq L} X_i \quad (\text{II},45)$$

Аналогично для функции $F(\Psi)$ находят наибольшее физически возможное значение Ψ , которое рассчитывается так:

$$\Psi_1 = \frac{\sum_{i \neq H} F X_i}{F} = \sum_{i \neq H} X_i \quad (\text{II.46})$$

Применение уравнения (II.44) иллюстрируется решением приводимого ниже примера.

Пример II-2. При добавлении 0,25 моль однофазного легкого (ипертного) компонента к 1 моль углеводородов, имеющих состав, описанный в примере II-1, получают состав питания, приведенный в табл. 2 для данного примера.

Применяя способ Ньютона с первым значением

$$\Psi_1 = \sum_{i \neq L} F X_i / (F) = 0,8$$

после пяти приближений получаем:

$$\Psi_r = L_F / F = 0,462$$

$$\sum_{i=1}^c y_{Fi} - 1 = 0,0074$$

Расчет адиабатического процесса однократного испарения

Наиболее часто возникают два типа задач, рассматриваемых ниже.

Сформулируем первую задачу: известны температура и давление однократного испарения; необходимо определить температуру питания, которая соответствует адиабатическому ведению процесса. Во второй задаче следует установить температуру однократного испарения и составы равновесных фаз, если известны температура исходной смеси и давление однократного испарения (задача дросселирования).

Определение температуры питания, необходимой для проведения однократного испарения при заданных условиях. Вначале определяют количество пара, образовавшегося в процессе однократного испарения при соответствующих составах x_F и y_{Fi} . В данном случае энтальпию каждой фазы находят по формуле:

$$h_F = \sum_{i=1}^c h_{Fi} x_{Fi} \quad (\text{II.47})$$

и

$$H_F = \sum_{i=1}^c H_{Fi} y_{Fi} \quad (\text{II.48})$$

Таким образом, энталпия питания, обеспечивающая адиабатическое ведение процесса однократного испарения, определяется уравнением

$$H = \left(\frac{V_F}{F} \right) H_F + \left(\frac{L_F}{F} \right) h_F \quad (\text{II.49})$$

Задача теперь сводится к нахождению температуры питания, соответствующей этому значению H . Если все компоненты летучи, энталпию жидкого питания рассчитывают по формуле

$$H = \sum_{i=1}^c h_i X_i \quad (\text{II.50})$$

Для питания, содержащего однофазные тяжелые компоненты, энталпии вычисляют аналогично. Допустим, что функция $\delta_n(T_n)$ характеризуется выражением

$$\delta_n(T_n) = H - H_n \quad (\text{II.51})$$

где H — значение энталпии, вычисленное по уравнению (II.49); H_n — значение энталпии, определенное по уравнению (II.50), для принятой температуры T_n .

Искомой будет температура питания, при которой $\delta_n(T_n) = 0$. Для нахождения этого значения температуры можно применить способ Ньютона или интерполирование.

Определение T_F и количества фаз при заданных давлении однократного испарения и энталпии питания. Помимо указанных выше условий, предполагается, что процесс однократного испарения проводится адиабатически. Ниже описаны два варианта решения этой задачи. При первом варианте пользуются способом интерполирования следующим образом.

Для каждой из двух температур однократного испарения T_n и T_{n+1} , которые удовлетворяют необходимым условиям образования двух фаз, уравнение (II.34) или (II.36) решают для L_F (или V_F) при помощи итераций Ньютона или интерполированием. Затем по уравнению (II.49) вычисляют общую энталпию питания, соответствующую каждому из указанных значений T .

Примем, что H — заданная энталпия питания; H_n , H_{n+1} — энталпии питания, определяемые уравнением (II.49) для температур однократного испарения T_n и T_{n+1} ; $\delta_n = H - H_n$.

Определив эти величины, находят улучшенное значение температуры однократного испарения по формуле интерполирования:

$$T_{n+2} = \frac{\delta_{n+1} T_n - \delta_n T_{n+1}}{\delta_{n+1} - \delta_n} \quad (\text{II.52})$$

Если рассчитанное по уравнению (II.52) значение T_{n+2} для питания, состоящего только из летучих компонентов, оказывается меньше температуры кипения или больше температуры точки

росы для состава питания при заданном давлении, то это значение заменяют соответственно на

$$T_{n+2} = \frac{T_{n+1} + T_{\text{кип.}}}{2} \quad (\text{II},53)$$

или

$$T_{n+2} = \frac{T_{n+1} + T_{\text{т. п.}}}{2} \quad (\text{II},54)$$

Для решения задачи данного типа по способу Ньютона — Раффсона необходимо выразить тепловой баланс [уравнение (II,49)] как функцию только двух переменных L_F (или V_F) и T_F . Формулы для материального баланса [уравнения (II,34) и (II,36)], являются именно такими уравнениями. При другом подходе используют уравнение (II,36), выражая его через $P_1(\Psi, T)$. Уравнение (II,49) выражают также через эти переменные путем исключения x_{F_i} и y_{F_i} .

Значения y_{F_i} исключают следующим образом. Рассмотрим функцию

$$V_F H_F = \sum_{i=1}^c H_{F_i} V_F y_{F_i} \quad (\text{II},55)$$

Поскольку $V_F y_{F_i} = F X_i - L_F x_{F_i}$, уравнение (II,55) приводится к виду

$$V_F H_F = F H(X)_F - L_F H(x_F)_F. \quad (\text{II},56)$$

где $H(X)_F = \sum_{i=1}^c H_{F_i} X_i$ — энтальпия 1 моль пара, определенная для состава

и при температуре однократного испарения: $H(x_F)_F = \sum_{i=1}^c H_{F_i} x_{F_i}$ — энтальпия 1 моль пара, определенная для состава жидкости, образовавшейся при однократном испарении и температуре испарения.

Подставляя значения $V_F H_F$ из уравнения (II,56) в выражение (II,49), получаем формулу

$$F H = F H(X)_F - L_F [H(x_F)_F - h_F] \quad (\text{II},57)$$

Здесь

$$H = H(X)_F - 1(1-\Psi) [H(x_F)_F - h_F] \quad (\text{II},58)$$

Аналогично тому, как было выведено уравнение (II,32), получают, что

$$x_{F_i} = \frac{X_i}{1 - \Psi(1 - K_{F_i})} \quad (\text{II},59)$$

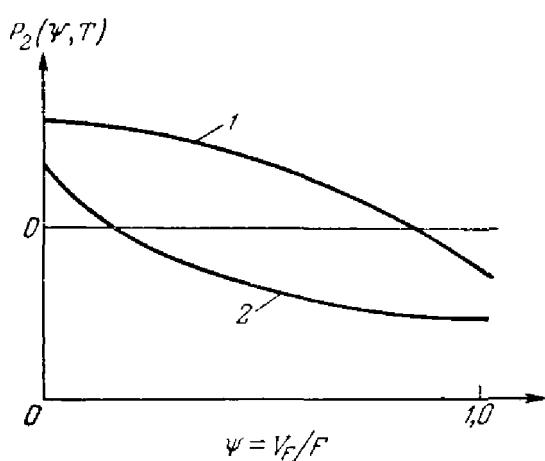


Рис. II-4. График функции $P_2(\Psi, T)$:

1 — для относительно низких температур; 2 — для относительно высоких температур.

График функции $P_2(\Psi, T)$ приведен на рис. II-4. Легко показать, что $P_2(0, T) > P_2(1, T)$ и что отношения $\partial P_2(0, T)/\partial\Psi$ и $\partial P_2(1, T)/\partial\Psi$ меньше нуля. Вторые производные функции P_2 по Ψ показывают, что при некоторой промежуточной температуре функция имеет точку перегиба.

Для нахождения ряда значений Ψ и T , при которых одновременно $P_1 = P_2 = 0$, по способу Ньютона — Рафсона необходимо знать частные производные P_1 и P_2 по Ψ .

Частную производную P_1 по Ψ определяют из уравнения (II,37), а частная производная T имеет вид

$$\frac{\partial P_1(\Psi, T)}{\partial T} = -(\Psi) \left[\sum_{i=1}^c \frac{X_i \left(\frac{dK_{Fi}}{dT} \right)}{(1-\Psi(1-K_{Fi}))^2} \right] \quad (\text{II.61})$$

Производные функции $P_2(\Psi, T)$ будут следующими:

$$\frac{\partial P_2(\Psi, T)}{\partial \Psi} = - \sum_{i=1}^c \frac{\lambda_{Fi} X_i K_{Fi}}{(1-\Psi(1-K_{Fi}))^2} \quad (\text{II.62})$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial P_2(\Psi, T)}{\partial \Psi} &= (1-\Psi) \left[\sum_{i=1}^c \frac{X_i \left(\frac{\partial \lambda_{Fi}}{\partial T} \right)}{1-\Psi(1-K_{Fi})} - \right. \\ &\quad \left. - (\Psi) \sum_{i=1}^c \frac{\lambda_{Fi} X_i \frac{\partial K_{Fi}}{\partial T}}{(1-\Psi(1-K_{Fi}))^2} \right] - \sum_{i=1}^c X_i \left(\frac{\partial H_{Fi}}{\partial T} \right) \quad (\text{II.63}) \end{aligned}$$

При помощи этого выражения с c значений x_{Fi} можно выразить через переменные Ψ и T . Отсюда искомая функция, представляющая тепловой баланс, будет

$$P_2(\Psi, T) = (1-\Psi) \left[\sum_{i=1}^c \frac{\lambda_{Fi} X_i}{1-\Psi(1-K_{Fi})} + H - H(X)_F \right] \quad (\text{II.60})$$

где $\lambda_{Fi} = H_{Fi} - h_{Fi}$ — теплота испарения компонента i при температуре и давлении однократного испарения.

По способу Ньютона — Рафсона (см. главу I) решают следующие уравнения, линейные по отношению $\Delta\Psi$ и ΔT :

$$0 = P_1 - \left(\frac{\partial P_1}{\partial \Psi} \right) \Delta\Psi + \left(\frac{\partial P_1}{\partial T} \right) \Delta T \quad (\text{II,64})$$

$$0 = P_2 - \left(\frac{\partial P_2}{\partial \Psi} \right) \Delta\Psi + \left(\frac{\partial P_2}{\partial T} \right) \Delta T \quad (\text{II,65})$$

В этих уравнениях

$$\Delta\Psi = \Psi_{n+1} - \Psi_n \quad \text{и} \quad \Delta T = T_{n+1} - T_n$$

где индексы n и $n + 1$ — соответственно принятые и вычисленные значения переменных.

Функции P_1 и P_2 и их производные, входящие в уравнения (II,64) и (II,65), определяют при значениях $\Psi = \Psi_n$ и $T = T_n$. После решения этих уравнений относительно $\Delta\Psi$ и ΔT рассчитывают новые значения переменных для следующего приближения:

$$\Psi_{n+1} = \Psi_n + \Delta\Psi$$

$$T_{n+1} = T_n + \Delta T$$

Необходимо отметить, что сходимость по Ньютону — Рафсону до искомого значения наблюдается в том случае, если применяется следующая методика расчетов. В качестве первого значения Ψ берется Ψ_1 [если в питании содержатся однофазные тяжелые компоненты, Ψ_1 определяется по уравнению (II,46)].

Если при расчетах получают отрицательное значение для Ψ_{n+1} , то это значение отбрасывают, а вместо него берется

$$\Psi_{n+1} = \frac{\Psi_1 + \Psi_n}{2} \quad (\text{II,66})$$

Аналогично в качестве первой величины для температуры следует брать значение, лежащее между температурами кипения и точки росы (при заданном давлении). Если при расчетах получают значение T_{n+1} меньше $T_{\text{кип.}}$ или больше $T_{\text{т. р.}}$ (для питания, состоящего из одних летучих компонентов), то это значение отбрасывают, а берут

$$T_{n+1} = \frac{T_n + T_{\text{кип.}}}{2} \quad (\text{II,67})$$

или

$$T_{n+1} = \frac{T_n + T_{\text{т. р.}}}{2} \quad (\text{II,68})$$

Для иллюстрации решения задачи однократного испарения на основе уравнения теплового баланса (равенство энталпий) рассмотрены примеры II-3—II-5.

ТАБЛИЦА 3

Состав исходной смеси для примеров II-3, II-4, II-5

Компонент	Fx_i	Компонент	Fx_i
C_2H_4	2,0	C_3H_8	10,0
C_2H_6	3,0	$n-C_4$	60,0
C_3H_6	5,0	$изо-C_4$	20,0

Пример II-3. Жидкое питание указанного состава необходимо подвергнуть адиабатическому однократному испарению при давлении 21 ат и температуре 315,5° С. Найти количество образовавшегося пара (в моль) и энтальпию питания.

Пример II-4. Жидкое питание с энтальпией 30 750 кдж/(ккал·кг⁻¹·моль⁻¹) нужно подвергнуть адиабатическому однократному испарению при давлении 21 ат. Найти количество образовавшегося пара (в моль) и температуру однократного испарения способом интерполирования.

Пример II-5. Условия аналогичны примеру II-4. Найти количество образовавшегося пара (в моль) и температуру однократного испарения способом Ньютона — Рафсона.

Составы исходной смеси для примеров II-3—II-5 приведены в табл. 3. Данные примеры являются одной и той же задачей, но решенными различными путями.

Количество пара для примера II-3 найдено при помощи итераций Ньютона по уравнению (III,36), а соответствующая энтальпия вычислена по уравнению (II,49). Результаты приведены в табл. 4.

Для примера II-3 получены также следующие результаты:

$$\begin{array}{ll} \Psi & 0,1508 \\ V_F & 15,08 \end{array} \quad \begin{array}{ll} L_F & 84,92 \\ H^* & 30\,750 \end{array}$$

* В кдж/(ккал·кг⁻¹·моль⁻¹).

По способу Ньютона требуется шесть приближений для получения значения Ψ с точностью

$$\left| \sum_{i=1}^{\sigma} x_{Fi} - 1 \right| < 10^{-4}$$

ТАБЛИЦА 4

Найденные составы паровой и жидкой фаз для примеров II-3, II-4, II-5

Компонент	x_{Fi}	y_{Fi}	Компонент	x_{Fi}	y_{Fi}
C_2H_4	0,012427	0,062634	C_3H_8	0,090999	0,150671
C_2H_6	0,020753	0,082058	$изо-C_4$	0,203308	0,180872
C_3H_6	0,044231	0,082478	$n-C_4$	0,628193	0,442870

ТАБЛИЦА 5

Результаты решения примера II-4

Заданная температура однократного испарения * °C	Ψ	Значение Ψ , дающее $P_1(\Psi) = 0$ для заданной температуры	Корректированная температура однократного испарения °C
		номера приближений, при которых $P_1(\Psi) = 0$	
90,55	0,63812	8	
101,67	0,68388	4	93,30
93,30	0,11534	7	92,94
92,94	0,13713	7	93,35
93,35	0,15152	7	93,33
93,33	0,15096	7	93,33

* $T_{\text{кип.}} = 87,85^\circ \text{C}$ и $T_{\text{т. п.}} = 104,07^\circ \text{C}$.

Поскольку в качестве условия для примера II-5 принятая энталпия питания, полученная в результате решения примера II-4 (табл. 4 и 5), то отсюда следует, что оба примера имеют одно общее решение.

Искомые значения для Ψ и T определены по уравнениям (II,36) и (II,52). Как указывалось ранее, при каждом значении T , найденном из выражения (II,52), уравнение (II,36) решается для значения Ψ , которое дает $P_1(\Psi, T) = 0$. Расчеты можно проводить по способу Ньютона или интерполированием. В данном случае был принят способ Ньютона. Полученные результаты приведены выше (см. табл. 4).

Пример II-5 иллюстрирует применение итераций Ньютона — Рафсона для решения задачи с условиями, аналогичными условиям примера II-4. Этот способ применяется следующим образом.

Сначала по уравнениям (II,36), (II,37) и (II,60) — (II,63) определяют функции P_1 , P_2 и их частные производные для заданных значений Ψ и T (т. е. $\Psi = 1$ и $T = 96,00^\circ \text{C}$); затем решается

ТАБЛИЦА 6

Результаты решения примера II-5

Заданные значения		P_1	P_2	Корректированные значения	
Ψ	T			Ψ	T
1,0	204,72	0,13011	-519,6	0,27291	198,01
0,27291	198,01	0,01482	-559,9	0,16468	198,36
0,16468	198,36	0,002887	-4,004	0,15178	199,58
0,15178	199,88	0,0001919	0,2852	0,15088	200,00
0,15088	200,00	0,000001	0,00195	0,15087	200,00

уравнение Ньютона — Рафсона [уравнения (II,64) и (II,65)] одновременно для $\Delta\Phi$ и ΔT и, исходя из полученных данных, определяют улучшенные значения для Φ и T . Повторение этой процедуры позволяет получить результаты, приведенные для данного примера в табл. 4 и 6.

При сравнении способа Ньютона — Рафсона с интерполярованием первый имеет некоторое преимущество.

* * *

★ При переводе данной книги Ч. Холланда главы, посвященные термодинамике равновесия жидкость — пар, опущены. Эти главы содержат известные данные Келлога, Де-Пристера, Эдмистера, диаграммы NGAA, а также ряд полуэмпирических уравнений для определения коэффициентов активности (Воля, Маргулеса, Ван-Лаара, Редлиха — Кистера и др.). Ниже описаны наиболее точные аналитические методы фазового равновесия в многокомпонентных системах, получивших наибольшее применение в последнее время. — Доп. ред. ★

Расчеты паро-жидкостного равновесия на ЭВЦМ *

В книге Ч. Холланда рассматривается ряд методик расчета паро-жидкостного равновесия, однако во всех случаях принимается допущение, что константы фазового равновесия являются функцией температуры и общего давления. Такое допущение справедливо только для идеальных жидких и газовых смесей. Между тем углеводородные системы (даже легкие углеводороды каждого гомологического ряда) не являются идеальными смесями. Особенno существенны отклонения от указанного допущения для систем, содержащих значительные количества более тяжелого углеводорода (например, C_4 или C_5). Экспериментальные данные показывают, что погрешность в определении константы $K = f(p, T)$ может составлять 40%. Еще большие отклонения от идеальных смесей могут давать другие сложные системы, образующиеся при различных органических синтезах.

Следует подчеркнуть, что внимание к точному определению констант фазового равновесия для целей статического расчета ректификации по теоретическим ступеням разделения (тарелкам) является совершенно оправданным, даже в том случае, когда значения эффективности реальных тарелок представляются достаточно неопределенными. Дело в том, что в оптимальных режимах работы ректификационных колонн, т. е. при небольших избытках флегмового числа⁵ ($\sigma = 1,1 - 1,15$) зависимость тепловой нагрузки на дефлегматор от числа тарелок весьма слабая, поэтому она не является определяющей. В то же время нагрузка на дефлегматор сильно зависит от степени обогащения на каждой тарелке, а также от состава продуктов разделения, которые в свою очередь определяются константами фазового равновесия. Иными

* Раздел написан проф. В. М. Платоновым.

словами, правильное определение энергозатрат на разделение данной смеси связано с достоверностью констант фазового равновесия. Поэтому в последние годы уделяется большое внимание развитию точных соотношений для равновесия жидкость — пар, удобных для машинных методов расчета.

Обобщенные соотношения для расчета равновесия жидкость — пар в углеводородных смесях, развитые ЧАО и Сидером⁶. Известно, что для неидеальных газовых смесей и растворов константа фазового равновесия, помимо параметров состояния T и P , зависит также от состава равновесных фаз.

Согласно рассматриваемой методике константа фазового равновесия определяется тремя факторами

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = v_i^0 \cdot \frac{\gamma_i}{\Phi_i} \quad (II,69)$$

где v_i^0 — коэффициент летучести (фугитивности) чистого i -того компонента в жидкой фазе; γ_i — коэффициент активности i -того компонента в жидкой фазе (в растворе); Φ_i — коэффициент летучести i -того компонента в паровой смеси.

Авторы выбрали именно такую форму для выражения константы фазового равновесия, чтобы максимально использовать методы, изложенные в литературе, для определения отдельных величин в уравнении (II,69).

Коэффициент $v_i^0 = f_{i,L}/P$ вычисляется по принципу соответственных состояний, модифицированному Питцером⁷.

Коэффициент v_i^0 вычисляется из уравнения

$$\lg v_i^0 = \lg v_i^{(0)} + \omega \lg v_i^{(1)} \quad (II,70)$$

где значения $v_i^{(0)}$ и $v_i^{(1)}$ зависят только от приведенных параметров состояния T_r и P_r :

$$\begin{aligned} \lg v_i^{(0)} = & A_0 + \frac{A_1}{T_r} + A_2 T_r + A_3 T_r^2 + A_4 T_r^3 + (A_5 + A_6 T_r + A_7 T_r^2) P_r + \\ & + (A_8 + A_9 T_r) P_r^2 - \lg P_r \end{aligned} \quad (II,71)$$

$$\lg v_i^{(1)} = -4.23893 + 8.65808 T_r - \frac{1.22060}{T_r} - 3.15224 T_r^3 - 0.025 (P_r - 0.6) \quad (II,72)$$

где $v_i^{(0)}$ — коэффициент летучести в жидкой фазе для простых жидкостей, характеризующихся нулевым значением ацентрического фактора ω ; $v_i^{(1)}$ — корреляционный параметр.

Ниже приведены значения коэффициентов в уравнении (II,71) (табл. 6а).

ТАБЛИЦА 6а

Коэф-фициент	Простые жидкости	Метан	Водород
A_0	5,75748	2,43840	1,96718
A_1	-3,01761	-2,24550	1,02972
A_2	-4,98500	-0,34084	-0,054009
A_3	2,02299	0,00212	0,0005288
A_4	0	-0,00223	0
A_5	0,08427	0,10486	0,008585
A_6	0,26667	-0,03691	0
A_7	-0,31138	0	0
A_8	-0,02655	0	0
A_9	0,02883	0	0

ТАБЛИЦА 6б

Коэф-фициент	Простые жидкости	Метан	Водород
A_0	2,05135	1,36822	1,50709
A_1	-2,10899	-1,54831	2,74283
A_2	0	0	-0,02110
A_3	-0,19396	0,02889	0,00011
A_4	0,02282	-0,01076	0
A_5	0,08852	0,10486	0,008585
A_6	0	-0,02529	0
A_7	-0,00872	0	0
A_8	-0,00353	0	0
A_9	0,00203	0	0

Коэффициент $\gamma_i = f_i / (x_i f_{i,L}^0)$ определяется на основе теории регулярных растворов по уравнению Гильдебранда

$$\ln \gamma_i = \frac{v_i^L (\delta_i - \bar{\delta})^2}{RT} \quad (II,73)$$

При определении γ_i необходимо знать значения двух констант для каждого компонента: молярного объема жидкости V_i^L и параметра растворимости δ_i . Величина $\bar{\delta}$ является усредненным значением параметра растворимости смеси:

$$\bar{\delta} = \frac{\sum_i x_i v_i^L \delta_i}{\sum_i x_i v_i^L} \quad (II,74)$$

Величину δ_i можно определить по формуле Гильдебранда

$$\delta = \frac{\Delta E_V}{V} \quad (II,75)$$

где ΔE_V — теплота испарения.

Коэффициент $\Phi_i = f_i / y_i P$ находят по уравнению состояния Редлиха — Квонга:

$$\ln \Phi_i = (z-1) \frac{B_i}{B} - \ln(z-BP) - \frac{A^2}{B} \left[2 \frac{A_i}{A} - \frac{B_i}{B} \right] \ln \left(1 + \frac{BP}{z} \right) \quad (II,76)$$

где

$$z = \frac{1}{1-h} - \frac{A^2}{B} \cdot \frac{h}{1+h} \quad h = \frac{BP}{z} \quad (II,77)$$

$$\text{Здесь } A = \sum_i y_i A_i \quad B = \sum_i y_i B_i$$

$$A_i = \left(0,4278 \frac{T_{ci}^{2,5}}{P_{ci} T^{2,5}} \right)^{0,5} \quad B_i = 0,0867 \frac{T_{ci}}{P_{ci} T}$$

Коэффициент летучести чистого компонента в жидкой фазе является основным сомножителем в уравнении (II,69), определяющим значение константы равновесия. Точность расчета может быть повышена, если коэффициенты в уравнениях (II,71) и (II,72) находят путем обработки экспериментальных результатов для соединений данного класса. Для легких углеводородов при температуре выше критической уравнения Питцера не могут применяться, и величину v_i^0 определяют только из экспериментальных данных по равновесию. Аналогично приходится поступать и при определении значения параметра растворимости δ_i .

Расчет температур точки росы или температур кипения с учетом состава равновесных фаз по методике, описанной выше, можно выполнить только численными методами, т. е. с применением ЭВЦМ. При расчете требуется проводить итерации как по температуре, так и по составу одной из равновесных фаз. Алгоритм расчета должен быть направлен на убыстрение сходимости итераций и сокращение времени вычислений равновесного состава, поскольку этот фактор имеет крайне существенное значение для расчета процесса ректификации.

Искомые температуры являются корнями следующих уравнений:

$$\varphi(T) = \sum_{i=1}^c K_i(T, P, x_1, x_2, \dots, x_c, y_1, \dots, y_c) x_i - 1 = 0 \quad (\text{II.78})$$

или

$$\varphi(T) = \sum_{i=1}^c \frac{y_i}{K_i(T, P, x_1, x_2, \dots, x_c, y_1, \dots, y_c)} - 1 = 0 \quad (\text{II.79})$$

По уравнению (II.78) определяется температура кипения, по уравнению (II.79) — точка росы.

На первом этапе расчет по уравнениям (II.78) и (II.79) проводится без учета зависимости констант фазового равновесия от состава фаз, т. е. принимается $\gamma_i = \text{const}$ и $\Phi_i = \text{const}$.

Итерации по температуре на конечной стадии, когда два последних значения функции $\varphi(T)$ имеют разные знаки, проводятся по полусумме:

$$\varphi(T_{k+1}) = \frac{1}{2} (T_{(k)} + T_{(k-1)}) \quad (\text{II.80})$$

После достижения определенной точности $|\varphi(T)| \leq \varepsilon$ в дальнейшем расчете учитывают зависимость констант фазового равновесия от состава фаз.

Уточнение констант фазового равновесия (т. е. итерации по составу) осуществляется при найденном значении температуры следующим образом.

При прежнем значении $K_i^{\text{вх.}}$ определяют состав равновесной фазы, затем по уравнениям (II,73)–(II,77) вычисляют значения γ_i и Φ_i , по которым находят значения $K_i^{\text{вых.}}$ [уравнение (II,69)].

Итерации по составу при каждом значении температуры заканчивают после того, как погрешность

$$E = \sqrt{\sum_i \frac{K_i^{\text{вых.}} + K_i^{\text{вх.}}}{K_i^{\text{вх.}}}} < 0,0001 \quad (\text{II.81})$$

Значение критерия составляет $E < 0,1$ в начале итераций и $E < 0,0001$ — в конце. Если выражение (II.81) не удовлетворяется, то новое значение K_i определяют как среднегеометрическое

$$K_i = \sqrt{K_i^{\text{вх.}} \cdot K_i^{\text{вых.}}} \quad (\text{II.82})$$

Поправки на неидеальность жидкой и паровой фаз находят по уравнениям (II,73)–(II,77), причем уравнение (II,77) — кубическое относительно h — решается аналитически по формулам Кардано с выбором наименьшего корня, соответствующего паровому состоянию. Если уравнение (II,77) имеет только один действительный корень, соответствующий жидкому состоянию ($z < z_{\text{кр}} = 0,27$), то осуществляется переход к более высокой температуре. Шелтон и Вуд⁶ решали уравнение (II,77) численными методами с использованием итераций Ньютона, однако в их алгоритме нет операций по выделению корня, относящегося к паровой фазе, что может приводить к ошибкам в вычислении констант равновесия*.

Методика расчета на ЭВЦМ паро-жидкостного равновесия смеси мольного состава f_i ($\sum_{i=1}^c f_i = 1$) при температуре T , проводимая с учетом зависимости констант равновесия от состава фаз, имеет дополнительный итеративный цикл по V -мольной доле смеси в паровой фазе:

$$V = \frac{f_i - x_i}{(K_i - 1) x_i}$$

или

$$x_i = \frac{f_i}{1 - V + VK_i} \quad (\text{II.83})$$

и

$$y_i = K_i x_i \quad (\text{II.84})$$

* Ф. В. Петлюк, В. С. Авельян, В. М. Платонов. Химия и технология топлив и масел, № 8, 13 (1967).

Итерации по мольной доле паровой фазы проводятся в зависимости от самой величины V и знака $\sigma = \sum_i y_i - 1$:

$$\left. \begin{array}{ll} V^{r+1} = V^r + \frac{1}{2} (1 - V^r) & \text{при } V^r > 0,4 \\ & \sigma > 0 \\ V^{r+1} = \frac{1}{2} (1 - V^r) V^r & \text{при } V^r \leq 0,4 \\ & \sigma > 0 \\ V^{r+1} = \frac{1}{2} (1 - V^r) & \text{при } V^r > 0,4 \\ & \sigma \leq 0 \\ V^{r+1} = V^r - \frac{1}{2} (1 - V^r) V^r & \text{при } V^r \leq 0,4 \\ & \sigma \leq 0 \end{array} \right\} \quad (II,85)$$

Полный итеративный цикл повторяют с новым значением V , полученным по уравнению (II,85), и значением K_i , найденным по уравнению (II,82), если величина погрешности E превышает значение 0,01.

Если два последовательных значения V^r и V^{r+1} приводят к изменению знака σ , то применяется линейная интерполяция с целью определения V , соответствующего $\sigma = 0$.

$$V = V^{r+1} - \frac{\sigma^{r+1}}{\sigma^{r+1} - \sigma^r} (V^{r+1} - V^r) \quad (II,86)$$

Одновременно уменьшается погрешность в определении значений K_i до значения $E < 0,0001$.

Расчеты оканчиваются при значении $\sigma < 0,0001$.

Если такая точность не достигается, для вычисления нового значения V применяется трехточечная интерполяция Лагранжа:

$$\begin{aligned} V = & \frac{V^r \sigma^{r+1} \sigma^{r+2}}{(\sigma^r - \sigma^{r+1})(\sigma^r - \sigma^{r+2})} + \frac{V^{r+1} \sigma^{r+2} \sigma^r}{(\sigma^{r+1} - \sigma^{r+2})(\sigma^{r+1} - \sigma^r)} + \\ & + \frac{V^{r+2} \sigma^r \sigma^{r+1}}{(\sigma^{r+2} - \sigma^r)(\sigma^{r+2} - \sigma^{r+1})} \end{aligned} \quad (II,87)$$

Если система при заданной температуре существует только в виде жидкости или только в виде пара, то при применении уравнения (II,85) изменения знака σ не происходит, а значение V изменяется в одном направлении, стремясь в первом случае к нулю, а во втором — к единице.

Тогда применяется другой критерий окончания расчетов по значению величины V .

Расчет оканчивается, если $V < 0,0005$ или $V > 0,9995$. Время одного расчета задачи фазового равновесия при использовании программ, созданных на основе описанных алгоритмов, составляет для машины «Минск-2» около 5—10 сек.

Область применения методики следующая:

а) Для углеводородов (кроме метана) температура $\tau = 0,5 - 1,3$ от критической температуры чистых компонентов; давление до 140 atm , но не выше $\pi = 0,8$ от критического давления системы.

б) Для легких газов (водород и метан) температура от -73° C до $\tau = 0,93$ от псевдокритической температуры равновесной жидкой смеси, но не выше 260° C (псевдокритическая температура подсчитывается, как среднемольная от критических температур этих компонентов); давление не выше 560 atm .

Показано⁸, что методику можно применять для углеводородных смесей с водородом, окисью углерода (давление до 210 atm), сероводородом (несколько процентов) и др.

Ниже (табл. 6б) приведены другие значения коэффициентов в уравнении (XVIII,3).

Исследования, проведенные на машине «Минск-2», показали, что коэффициенты уравнения (II,71) дают результаты, лучше соответствующие экспериментальным данным (см. табл. ба). Однако в ряде случаев наименьшая ошибка была получена при комбинированном использовании коэффициентов $A_0 \div A_9$ для метана, приведенных в табл. ба, а для остальных углеводородов — в табл. 6б (см. стр. 46).

Средняя точность метода по водороду составляет около 10% (за исключением водородных смесей с этиленом при отрицательных температурах, для которых ошибки могут достигать 30%). Отклонения расчетных данных от экспериментальных для смесей с метаном также лежат в пределах 10%.

Ниже (табл. 6в) приводятся результаты расчета равновесия на машине «Минск-2» с учетом состава фаз и без него, которые сравниваются с экспериментальными данными.

Нашиими расчетами подтвержден общий вывод о том, что рассматриваемая методика дает наиболее точные значения констант

ТАБЛИЦА 6в

№ смеси	Компонент	Состав жидкой фазы %	Состав паровой фазы %	Константа равновесия $K_{\text{эксп.}}$	Константа равновесия $K_{\text{расч.}}$		Относительная погрешность, %	
					с учетом состава	без учета состава	с учетом состава	без учета состава
1	Метан	12,53	57,65	4,601	4,6204	6,00	0,422	30,20
	Этилен	12,45	22,40	1,7992	1,7766	1,75	-1,257	-2,73
	Изобутан	75,02	19,95	0,2659	0,2656	0,32	-0,113	50,15
2	Метан	6,9	33,55	4,862	4,916	6,00	1,112	23,3
	Этилен	27,9	48,15	1,726	1,770	1,75	2,569	1,39
	Изобутан	65,2	18,30	0,281	0,280	0,32	-4,431	13,90

равновесия для компонентов, близких к среднемольной температуре кипения данной смеси.

Расчет паро-жидкостного равновесия углеводородных смесей по уравнению состояния Бенедикта — Вебба — Рубина. Если расчет основных термодинамических свойств проводить на основе уравнения состояния, то наиболее точным аналитическим соотношением, описывающим поведение легких углеводородов для однофазной и двухфазной областей, выше и ниже критического давления, является уравнение Бенедикта — Вебба — Рубина, предложенное ими в 1950 г.^{9, 10}. Бенедикт и др. распространили это уравнение и на смеси легких углеводородов, разработав методику вычисления констант (уравнение БВР имеет восемь констант) для смеси в зависимости от ее состава и значений этих констант для чистых компонентов.

Уравнение состояния БВР, связывающее давление, температуру и мольную плотность, имеет следующий вид:

$$P = RTd + \left(B_0 RT - A_0 - \frac{C_0}{T^2} \right) d^2 + (bRT - a) d^3 + aad^6 + \frac{cd^3}{T^2} [(1 + \gamma d^2) \exp(-\gamma d^2)] \quad (II.88)$$

Для смесей эти коэффициенты вычисляются по следующим уравнениям:

$$\begin{aligned} B_0 &= \left[\sum_{i=1}^c x_i B_{0i} \right] \quad b = \left[\sum_{i=1}^c x_i b_i^{1/3} \right]^3 \quad a = \left[\sum_{i=1}^c x_i a_i^{1/3} \right]^3 \\ A_0 &= \left[\sum_{i=1}^c x_i A_{0i}^{1/2} \right]^2 \quad a = \left[\sum_{i=1}^c x_i a_i^{1/3} \right]^3 \quad \gamma = \left[\sum_{i=1}^c x_i \gamma_i^{1/2} \right]^2 \quad (II.89) \\ C_0 &= \left[\sum_{i=1}^c x_i C_{0i}^{1/2} \right]^2 \quad c = \left[\sum_{i=1}^c x_i c_i^{1/3} \right]^3 \end{aligned}$$

Значения коэффициентов в уравнениях (II.88) и (II.89) для чистых компонентов приведены в табл. 6г.

Если температура и давление заданы, то для определения значения мольной плотности применение уравнения БВР возможно только при использовании метода последовательных приближений. Для каждой температуры существует определенный интервал давления, внутри которого находится больше одного действительного корня. Понятно, что наименьшее значение корня отвечает плотности паровой фазы, а наибольшее — жидкой.

Изохорный потенциал может быть выражен через давление, температуру, плотность и состав смеси следующим образом:

$$A_m = \sum_{i=1}^c x_i [RT \ln(dRTx_i) + U_i^\circ - TS_i^\circ] + \int_0^d \left[\frac{P - RTd}{d^2} \right] \delta d \quad (II.90)$$

ТАБЛИЦА 62

Коэффициент	Метан	Этан	Пропан	Изобутан	<i>n</i> -Бутан
A_{0i}	1,85500	4,15556	6,87225	10,23264	10,0847
B_{0i}	0,042600	0,06277	0,097313	0,137544	0,124361
C_{0i}	0,022570	0,179592	0,508256	0,849943	0,992830
a_i	0,494000	0,345160	0,947700	1,93763	1,88231
b_i	0,003380	0,011122	0,0225000	0,0424352	0,0399983
$c_i \cdot 10^{-6}$	0,00254500	0,0327670	0,129000	0,286010	0,316400
$a \cdot 10^3$	0,124359	0,243389	0,607175	1,07408	1,10132
$\gamma \cdot 10^2$	0,60000	1,18000	2,20000	3,40000	3,40000

Продолжение табл. 62

Коэффициент	Изопентан	<i>n</i> -Пентан	Гексан	Гептан	Этилен	Пропилен
A_{0i}	12,7959	12,1794	14,4375	17,5206	3,33958	6,11220
B_{0i}	0,160053	0,156764	0,177813	0,199005	0,055683	0,0850647
C_{0i}	1,74632	2,12122	3,31935	4,74574	0,131140	0,439182
a_i	3,75620	4,07480	7,11671	10,36475	0,259000	0,774056
b_i	0,0668120	0,0668120	0,109131	0,151954	0,008600	0,0187059
$c_i \cdot 10^{-6}$	0,695000	0,824170	1,51276	2,47000	0,021120	0,102611
$a \cdot 10^3$	1,70000	1,81000	2,81086	4,35611	0,17800	0,455696
$\gamma \cdot 10^2$	4,63000	4,75000	6,66849	9,00000	0,923000	1,82900

Подстановка в это уравнение значения давления, получаемого из уравнения состояния, позволяет выполнить интегрирование:

$$\begin{aligned}
 A_m = & \sum_{i=1}^c x_i [RT \ln(dRTx_i) + U_i^\circ - TS_i^\circ] + \left(B_0 RT - A_0 - \frac{C_0}{T^2} \right) d + \\
 & + \left(bRT - A_0 - \frac{C_0}{T^2} \right) d + (bRT - a) \frac{d^2}{2} + \frac{aad^5}{5} + \frac{C}{T^2\gamma} + \\
 & + \left[1 - \exp(-\gamma d^2) - \frac{\gamma d^2}{2} \exp(-\gamma d^2) \right]
 \end{aligned} \quad (\text{II.91})$$

где верхний индекс « \circ » обозначает идеальное газовое состояние при одной атмосфере и температуре системы.

Легучесть компонента в смеси может быть также выражена через изохорный потенциал смеси и термодинамические свойства, относящиеся к идеальному газовому состоянию:

$$RT \ln \bar{f}_i = \left(\frac{\partial A_m}{\partial x_i} \right)_{d, T, x_j} - U_i^\circ + TS_i^\circ - RT \quad (\text{II.92})$$

или после подстановки и дифференцирования летучесть компонента в смеси выражается уравнением

$$\begin{aligned}
 RT \ln \tilde{f}_i = & RT \ln (dRTx_i) + \left[(B_0 + B_{0i}) RT - 2 (A_0 A_{0i})^{1/2} - \frac{2 (C_0 C_{0i})^{1/2}}{T^2} \right] d^2 + \\
 & + \frac{3}{2} [RT (b^2 b_i)^{1/3} - (a^2 a_i)^{1/3}] d^2 + \frac{3}{5} [a (a^2 a_i)^{1/3} + a (a^2 a_i)^{1/3}] d^5 + \\
 & + \frac{3d^2 (C^2 C_i)^{1/3}}{T^2} \left[\frac{1 - \exp(-\gamma d^2)}{\gamma d^2} - \frac{\exp(-\gamma d^2)}{2} \right] - \\
 & - \frac{2d^2 C}{T^2} \left(\frac{\gamma_i}{\gamma} \right)^{1/2} \left[\frac{1 - \exp(-\gamma d^2)}{\gamma d^2} - \exp(-\gamma d^2) - \frac{\gamma d^2 \exp(-\gamma d^2)}{2} \right]
 \end{aligned} \tag{II,93}$$

Программа расчета фазового состояния смеси (для однофазного и двухфазного состояний) содержит следующие последовательные операции:

1. Ввод исходных данных по составу, температуре и давлению смеси.
2. Расчет паро-жидкостного равновесия с предположительными значениями констант фазового равновесия. В результате расчета определяют составы равновесных фаз.
3. Определение плотности каждой фазы по уравнению состояния (II,88) методом итераций, проводимое с точностью до $0,0015 \text{ кг} \cdot \text{моль}/\text{м}^3$.
4. Расчет летучести каждого компонента в каждой фазе по уравнению (II,93).
5. Умножение текущего значения константы фазового равновесия на значение летучести компонента в жидкой фазе и деление на значение летучести компонента в паровой фазе.
6. Использование новых значений констант фазового равновесия для того, чтобы определить, находится ли смесь внутри двухфазной области, и затем расчет паро-жидкостного равновесия. Для получения указанных результатов обычно достаточно от трех до десяти циклов (п. 3—6).
7. Вывод результата, содержащего составы равновесных фаз, значение констант фазового равновесия, плотности фаз и количества каждой фазы. Точность расчетов паро-жидкостного равновесия по методике БВР примерно такая же, как и по ЧАО — Сидеру, однако недостатком методики БВР является то, что уравнение состояния справедливо только для углеводородов, и поэтому присутствие водорода сильно снижает точность расчета. Присутствие в смеси небольших количеств азота и двуокиси углерода допустимо.

Ошибки расчета возрастают, если в смеси содержатся значительные количества компонентов тяжелее гептана. Сравнение методик ЧАО — Сидера и БВР для расчета равновесия в системах

ТАБЛИЦА 6d

Компонент	Число точек	Средний абсолютный % отклонения	
		методика Чао—Сидера	методика БВР
Парафиновые углеводороды			
Метан	204	8,9	5,2
Этан	221	9,2	10,2
Пропан	247	6,8	7,5
Изобутан	49	5,4	4,8
н-Бутан	142	7,1	7,2
Изопентан	39	3,4	3,8
н-Пентан	101	9,6	8,8
н-Гексан	32	8,3	5,3
н-Гептан	118	8,3	11,3
Олефиновые углеводороды			
Этилен	102	10,8	11,0
Процилен	72	5,3	3,4
Изобутилен	18	3,8	3,8
Итого . .	1345	7,9	7,7

легких углеводородов с арбитражными экспериментальными данными приведено в табл. 6д.

Сравнение проведено в широкой области по 12 легким парафиновым и олефиновым углеводородам. Рассмотрены парафиновые углеводороды от метана до н-гептана и олефиновые углеводороды от этилена до изобутилена включительно, причем взято более 1000 экспериментальных точек. Точность сравниваемых методик практически одинакова.

Расчет фазового равновесия в многокомпонентных смесях по методике Вильсона. Описанные выше методики расчета парожидкостного равновесия применимы только к смесям легких углеводородов и некоторых других компонентов, поэтому они далеко не могут удовлетворить всех потребностей в равновесных соотношениях, которые необходимы для оптимального проектирования ректификационных процессов с применением ЭВЦМ.

Если говорить о методике, включающей соединения различных типов и классов, то наиболее реальным подходом к созданию такой методики является использование экспериментальных данных по бинарным смесям, входящим в данную многокомпонентную смесь *. В этом смысле наиболее перспективен расчет паро-жидкостного равновесия, основанный на уравнении Вильсона ¹¹.

Пользуясь этим методом, можно определить паро-жидкостное равновесие смесей различных классов, включая воду, полярные

* См. также главу IX.

органические растворители (кетоны, спирты, нитрилы и др.), азот-, серу- и галоидсодержащие соединения, нафтеновые и ароматические углеводороды и т. д.

Расчет свойств многокомпонентных систем проводится на базе основных термодинамических понятий. В частности, понятие об избыточной свободной энергии Гиббса (или избыточном термодинамическом потенциале Гиббса) приложимо к неидеальным жидким смесям.

Количество избыточной свободной энергии G^E (отнесенное к 1 моль жидкой смеси) выражается как функция состава при постоянных температуре и давлении, и из этого соотношения можно определить коэффициент активности γ_k для любого компонента по следующему равенству:

$$RT \ln \gamma_k = \left(\frac{\partial n_c G^E}{\partial n_k} \right)_{T, P, n_i} = \frac{\partial G^E}{\partial x_k} \quad (\text{II.94})$$

где n_c — общее число молей; n_k — моли компонента k .

G^E выражается в виде полинома от мольных долей смеси, причем члены второго порядка и выше выражают отклонение смеси от идеальной, возникающее вследствие взаимодействия молекул; члены третьего порядка отражают взаимодействие трех молекул и т. д.

Например, в соответствии с эмпирической зависимостью Редлиха — Кистера ¹² для трехкомпонентной смеси можно записать:

$$G^E = G_{12}^E + G_{13}^E + G_{23}^E + G_{123}^E$$

Здесь первые три члена являются избыточными свободными энергиями для бинарных смесей, а G_{123}^E — член более высокого порядка, который характерен для рассматриваемой трехкомпонентной смеси.

Значение G_{ij}^E для бинарных смесей, по данным тех же авторов, может быть выражено в виде следующего ряда:

$$\frac{G_{ij}^E}{RT} = x_i (1 - x_i) [B_{ij} + C_{ij} (2x_i - 1) + D_{ij} (2x_i - 1)^2] \quad (\text{II.95})$$

Постоянные коэффициенты B , C и D должны определяться из экспериментальных данных. Опыт показал, что для неассоциирующихся жидкостей достаточно членов с коэффициентами B_{ij} и C_{ij} .

Из описанного выше следует, что одним из недостатков такой аппроксимации является невозможность предсказать свойства многокомпонентной смеси, исходя из свойств отдельных бинарных пар.

Иное выражение для избыточной энергии Гиббса было недавно предложено Вильсоном, который записал G^E как логарифмическую функцию состава жидкости. Уравнение Вильсона позволяет

осуществить подход к расчету равновесия многокомпонентной смеси, используя только экспериментальные данные для бинарных смесей.

Избыточная энергия Гиббса состоит из двух членов — избыточной энталпии и избыточной энтропии:

$$G^E = H^E - TS^E \quad (\text{II.96})$$

Если предположить, что для данного раствора $G^E = 0$, $\gamma = 1$, то раствор идеальный. Обычно для избыточного потенциала Гиббса принимают: $S^E = 0$, а H^E — полиномиальная функция мольной или объемной доли.

Допущение $S^E = 0$ означает, что рассматриваются только регулярные растворы.

В основе понятия об идеальном растворе лежит следующее представление: мольные объемы чистых компонентов в таком растворе равны между собой и энергии взаимодействия между всеми молекулами одинаковы. От размеров молекул зависит изменение энтропии при смешении, а из различия их энергии взаимодействия возникает тепловой эффект при смешении, т. е. от этого фактора зависит энталпия раствора. Поэтому энталпия атермических смесей, характеризующихся одинаковым взаимодействием между всеми молекулами, аддитивно вычисляется из состава, как для идеальных смесей.

При альтернативном допущении, что $H^E = 0$ и возникает указанное понятие об атермических растворах, которые изучались Флори и Хюгинсом^{13, 14} на примере полимерных растворов. Для этих растворов

$$\frac{G^E}{RT} = \sum_{i=1}^c x_i \ln \frac{\Phi_i}{x_i} \quad (\text{II.97})$$

где Φ_i — объемная доля i ; x_i — мольная доля i .

$$\Phi_i = \frac{x_i v_i^L}{\sum_{i=1}^c x_i v_i^L} \quad (\text{II.98})$$

где v_i^L — мольный объем жидкости i .

Для атермических смесей, у которых v^L одинаково для всех компонентов, значение $\Phi_i = x_i$; такие смеси являются идеальными, и $G^E = 0$. Однако реальные смеси отличаются от идеальных не только различием в молекулярных объемах чистых компонентов, но и энергиями взаимодействия между молекулами.

Уравнение Вильсона учитывает различие в размере молекул [см. уравнение (II.97)] и в межмолекулярных силах.

Вероятность связи между молекулами 1 и 2 в бинарном растворе определяется мольными долями этих компонентов в растворе и распределениями Больцмана $\exp - (\lambda_{12}/RT)$ и $\exp - (\lambda_{11}/RT)$. Параметры λ_{12} и λ_{11} пропорциональны энергиям взаимодействия молекул 1—2 и 1—1. Соответственно изменяется выражение для объемной доли компонента в смеси [см. уравнение (II,99)]:

$$\Phi_i = \frac{x_i v_i^L \exp - \left(\frac{\lambda_{ii}}{RT} \right)}{\sum_{i=1}^c x_i v_i^L \exp - \left(\sum_{j=1}^c \frac{\lambda_{ij}}{RT} \right)} \quad (II,99)$$

Избыточная свободная энергия Гиббса

$$\frac{G^E}{RT} = - \sum_{i=1}^c x_i \ln \left[\sum_{j=1}^c x_j \Lambda_{ij} \right]$$

Здесь

$$\Lambda_{ij} \equiv \frac{v_j^L}{v_i^L} \exp - \left[\frac{(\lambda_{ij} - \lambda_{ii})}{RT} \right] \quad (II,100)$$

и

$$\Lambda_{ji} \equiv \frac{v_i^L}{v_j^L} \exp - \left[\frac{(\lambda_{ji} - \lambda_{jj})}{RT} \right] \quad (II,101)$$

Несмотря на то что $\lambda_{ij} = \lambda_{ji}$, вообще $\lambda_{ij} \neq \lambda_{ji}$. Для бинарной смеси

$$\frac{G^E}{RT} = -x_1 \ln (x_1 + \Lambda_{12} x_2) - x_2 \ln (\Lambda_{21} x_1 + x_2) \quad (II,102)$$

Здесь

$$\Lambda_{12} \equiv \frac{v_2^L}{v_1^L} \exp - \left[\frac{\lambda_{12} - \lambda_{11}}{RT} \right] \quad (II,103)$$

$$\Lambda_{21} \equiv \frac{v_1^L}{v_2^L} \exp - \left[\frac{\lambda_{21} - \lambda_{22}}{RT} \right] \quad (II,104)$$

Уравнение (II,100), строго говоря, справедливо только для изотермических условий.

На основе зависимости (II,94) можно определить коэффициент активности:

$$\ln \gamma_k = -\ln \left[\sum_{j=1}^c x_j \lambda_{kj} \right] + 1 - \sum_{i=1}^c \frac{x_i \lambda_{ik}}{\sum_{j=1}^c x_j \lambda_{ij}} \quad (II,105)$$

Для бинарного раствора коэффициент активности определяется уравнениями

$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left[\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right] \quad (\text{II},106)$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1) - x_1 \left[\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right]$$

Уравнение Вильсона позволяет рассчитывать составы бесконечно разнообразных равновесных многокомпонентных систем, так как сводит расчет к определению величины межмолекулярного взаимодействия бинарных растворов компонентов, входящих в многокомпонентную систему.

Вывод зависимости Вильсона показывает, что взятый за основу подход справедлив только для взаимно растворимых веществ. Оказалось, что обработка экспериментальных данных по равновесию при помощи уравнения Вильсона превосходит по точности эмпирические зависимости, например уравнение Редлиха — Кистера (II,95).

Присутствие в растворе молекул других веществ, отличных от выбранной бинарной смеси, может влиять на энергию взаимодействия между молекулами данной бинарной смеси, поэтому распространение уравнения Вильсона на многокомпонентные смеси нуждается в практической проверке. Однако следует иметь в виду, что в уравнение Вильсона входит разность энергий взаимодействия ($\lambda_{ji} - \lambda_{jj}$), изменение которой может быть очень незначительно, если предположить, что присутствие других молекул одинаково сказывается на энергиях взаимодействия рассматриваемой пары.

Проведена проверка ^{15,16} точности уравнения Вильсона для многокомпонентных (трехкомпонентных) смесей. На неидеальных смесях было показано, что ошибка вычисления равновесия (по концентрации максимально отклоняющегося компонента) по уравнению Вильсона не превышает 4,8% отн. Указанная средняя точность метода Вильсона является высокой, если учесть, что точность экспериментального определения лежит в этих же пределах, особенно в области низких концентраций.

Величины λ_{12} , λ_{21} или λ_{ik} сами по себе не зависят от состава раствора, однако для ряда экспериментальных точек находятся значения λ_{12} и λ_{21} , отвечающие минимуму рассогласования между расчетом и экспериментом.

Эти величины можно определить из экспериментальных данных по паро-жидкостному равновесию (x , y , T , P), иногда получают необходимые данные, исходя из состава азеотропных смесей. Вычисление коэффициентов активности в бинарной смеси можно проводить, исходя из общего давления смеси.

Этот метод удобен тем, что общее давление замерять проще, чем парциальные давления компонентов.

Общее давление над бинарным раствором

$$P = \gamma_1 p_1 + \gamma_2 p_2 \quad (\text{II.107})$$

где p_1, p_2 — парциальные давления компонентов для случая, когда жидкость идеальная смесь, а пар — неидеален.

$$p_1 = x_1 P_1^0 \exp \left[\frac{(v_1^L - \beta_{11})(P - P_1^0)}{RT} - \frac{P\delta_{12}y_2^2}{RT} \right] \quad (\text{II.108})$$

$$p_2 = x_2 P_2^0 \exp \left[\frac{(v_2^L - \beta_{22})(P - P_2^0)}{RT} - \frac{P\delta_{12}y_1^2}{RT} \right] \quad (\text{II.109})$$

где β_{11} , β_{22} и β_{12} — второй вириальный коэффициент в уравнении состояния чистых паров и их смесей

$$\delta_{12} = 2\beta_{12} - \beta_{11} - \beta_{22}$$

Обычно принимают, что вириальный коэффициент для смеси является средним арифметическим между значениями этого коэффициента для чистого пара, т. е. $\delta_{12} = 0$. Такое допущение не дает большой ошибки, если вещества неполярны, но оно неприемлемо для ассоциирующихся жидкостей.

Зависимости $\gamma_1 = f_1(x_1, x_2)$ и $\gamma_2 = f_2(x_1, x_2)$ получают обработкой экспериментальных данных¹⁷ по замеру общего давления P методом наименьших квадратов с определением коэффициентов указанных зависимостей путем минимизации величины $P_{\text{расч.}} - P$.

Значение $P_{\text{расч.}}$ находят по уравнениям (II.107)–(II.109).

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

c — общее число компонентов.

$f(T), f'(T)$ — функция температуры кипения и ее первая производная.
 $F(T), F'(T)$ — функция температуры точки росы и ее первая производная.

F — количество питания в процессе однократного испарения
 (или при расчете паро-жидкостного равновесия), моль.

H — энтальпия 1 моль питания.

h_i, H_i — энтальпия 1 моль чистого i -того компонента в жидкой и паровой фазах при температуре питания.

h_F, H_F — энтальпия 1 моль жидкости и 1 моль пара, образовавшегося при однократном испарении.

h_{Fi}, H_{Fi} — энтальпия 1 моль чистого i -того компонента в жидкой и паровой фазах при температуре однократного испарения.

$H(X)_F$ — энтальпия 1 моль, рассчитанная на основе состава питания X ;
 и энтальпии пара H_{Fi} при T_F .

$H(x_F)_F$ — энтальпия 1 моль, рассчитанная на основе состава x_{Fi} жидкости, образовавшейся в процессе однократного испарения,
 и энтальпии пара H_{Fi} при T_F .

H_n — энтальпия питания при T_n .

K_i — коэффициент пропорциональности между мольными долями i -того компонента в паровой и жидкой фазах в состоянии равновесия (т. е. $y_i = K_i x_i$).

K_b — то же для ведущего компонента.

$$a_b = 1$$

$$K_b = \sum_{i=1}^c \frac{y_i}{a_i} = \frac{1}{\sum_{i=1}^c a_i x_i}$$

K_F — значение K для i -того компонента при температуре и давлении для паро-жидкостного равновесия или однократном испарении.

L_F — количество жидкости, образовавшейся при установлении паро-жидкостного равновесия или однократном испарении, моль.

$T_{U, L}, T_{L, L}$ — верхние и нижние ограничения для значения $K_f(T)$.

$T_{\text{кип.}}, T_{\text{т. р.}}$ — температуры кипения и точки росы.

V_F — количество пара, образовавшегося при установлении паро-жидкостного равновесия или однократном испарении, моль.

x_i — мольная доля i -того компонента в жидкой фазе.

x_{Fi} — мольная доля i -того компонента в жидкой фазе, образующейся в результате процесса однократного испарения (равновесия).

X_i — полная мольная доля i -того компонента в питании F независимо от состояния.

y_i — мольная доля i -того компонента в паровой фазе.

y_{Fi} — мольная доля i -того компонента в паровой фазе, образующегося в результате установления паро-жидкостного равновесия или после однократного испарения.

a_i — относительная летучесть, определяемая по уравнению (II, 9).

$\delta_n(T_n)$ — разность между заданной величиной энтальпии питания и значением энталпии при T_n .

λ_{Fi} — скрытая теплота испарения i -того компонента при T_F .

\sum_H, \sum_L — сумма всех однофазных соответственно тяжелых и легких компонентов.

$\sum_{i \neq H, L}$ — сумма всех компонентов, кроме однофазных тяжелых и легких.

$\psi = \frac{L_F}{F}$ — количество питания, остающееся после однократного испарения в жидкой фазе, мол. доли.

$\Psi = \frac{V_F}{F}$ — количество питания, находящееся после однократного испарения в паровой фазе, мол. доли.

И Н Д Е К С Ы

F — питание (для расчета паро-жидкостного равновесия или процесса однократного испарения).

H — однофазный тяжелый компонент; компонент только в жидкой фазе.

i — компонент ($i = 1 \dots c$).

n, r — число приближений.

ЗАДАЧИ

II-1. Показать, что для бинарной смеси в состоянии равновесия при заданных температуре и давлении состав жидкости можно определить как $x_1 = (1 - K_2)/(K_1 - K_2)$. Для любого заданного давления найти температуру, при которой значение x_1 будет отрицательным или больше единицы. Дать физическое объяснение этих значений x .

II-2. Зависимость между паровой и жидкой фазами при определенном давлении для заданной бинарной смеси можно представить в виде известной диаграммы $T - x$ (рис. II-5).

Показать, что если питание состава X_i находится в паро-жидкостном равновесии при T_F (и давлении, соответствующему диаграмме $T - x$), то отношение длины $\overline{x_i y_{F_i}}$ к длине $\overline{x_{F_i} X_i}$ равно L_F/V_F .

II-3. Найти, что количество пара (или жидкости), образующегося в результате однократного испарения, можно выразить через значения K для двух компонентов и состав питания следующим образом:

$$V_F = \frac{1}{1 - K_{F1}} + \frac{X_1 (K_{F3} - K_{F1})}{(1 - K_{F2})(1 - K_{F1})}$$

II-4. Равновесные соотношения часто выражаются законом Рауля

$$p_i = P_i x_i$$

где p_i — парциальное давление i -того компонента в газовой фазе ($p_i = P y_i$); P — общее давление; P_i — давление пара i -того компонента при температуре равновесия.

Исходя из указанного равновесного соотношения, вывести уравнения (II,22) и (II,23).

II-5. Установить соответствие корней функции $P(\Psi)$ по уравнению (II,36) и значений K_i .

II-6. Показать, что реальный положительный корень функции $p(\psi)$ для питания, содержащего кроме летучих однофазные легкие и тяжелые компоненты, также имеет ограничения, указанные в уравнении (II,39).

Установить, что для питания, содержащего кроме летучих однофазные тяжелые компоненты, уравнение (II,42) является необходимым условием паро-жидкостного состояния.

Аналогично найти, что для питания, состоящего из летучих, однофазных легких компонентов, уравнение (II,40) выражает обязательное условие того, что функция $p(\psi)$ имеет реальный корень при ограничениях, даваемых уравнением (II,41).

II-7. Необходимо отделить три высококипящие органические кислоты от растворимого нелетучего вещества путем однократного испарения с водяным паром. Исходная смесь содержит 80 моль кислот и 20 моль пелетучего вещества. Смесь органических кислот содержит 30 моль низкокипящего вещества и по 25 моль остальных двух компонентов.

Однократное испарение необходимо проводить при 100°C и общем давлении 200 мм рт. ст. Давления паров кислот при 100°C соответственно равны 20, 14 и 8 мм рт. ст. Рассчитать количества в моль жидкости L_F и пара V_F , а также количество водяного пара, необходимого для того, чтобы после однократного испарения получался пар, содержащий 95% воды.

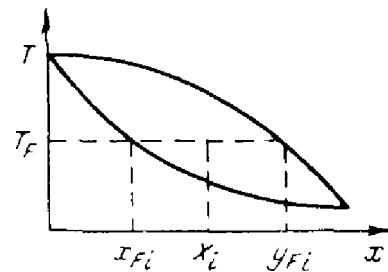


Рис. II-5. Диаграмма $T - x$.

Пояснение. Этот тип испарения можно описать уравнением 4

$$p(\psi) = \sum_{i \neq L} \frac{x_{fi}}{1 - \psi \left[1 - \frac{1 - y_L}{K_{Fi}} \right]} - 1$$

Значение ψ определяют из условия $p(\psi) = 0$, где $\psi = L_F/F$ и $F = V_F + L_F$ — количество питания, исключая водяной пар; x_{fi} — количество летучего компонента i , исходя из F ; y_L — заданное количество водяного пара в общем количестве пара, равном $(V_L)_{\text{в.п.}} + V_F$.

Ответ: $L_F = 73,14$.

II-8. Рассчитать количество молей водяного пара, необходимого для испарения всех органических кислот в питании (состав см. задачу II-7), если пелетучие компоненты не смешиваются в жидкой фазе. Температура и давление однократного испарения аналогичны задаче II-7.

Пояснение. Как указывалось в литературе, этот процесс можно представить в виде следующего уравнения:

$$\frac{V_L}{F^\circ} = \left[\sum_{i=H, L} \frac{F_i^\circ / F^\circ}{K_{Fi}} \right] - 1$$

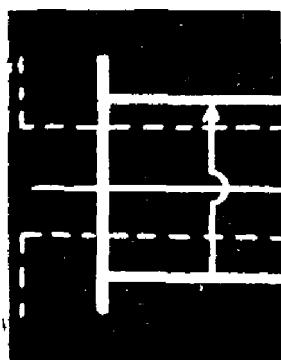
где F_i° — количество летучего компонента i в летучей части питания F° без водяного пара, моль; V_L — количество требующегося водяного пара, моль; H — пелетучая, несмешивающаяся жидкость.

Ответ: 15,026 моль водяного пара.

ЛИТЕРАТУРА

1. Amundson N. R., Pontinen A. J., Ing. Eng. Chem., 50, 730 (1958).
2. Lyster W. N., Sullivan S. L. jr., Billingsley D. S., Holland C. D., Petrol. Ref., 38, № 6, 221 (1959).
3. Holland C. D., Davison R. R., Petrol. Ref., 36, № 3, 3, 183 (1957).
4. Holland C. D., Hayes W. B., Petrol. Ref., 36, № 4, 203 (1957).
5. Платонов В. М., Берго Б. Г., Разделение многокомпонентных смесей, Изд. «Химия», 1965.
6. Chao K. C., Seader J. D., Am. Ind. Chem. Eng. J., 7, 598 (1961).
7. Cure R. F., Pitzer K. S., Ind. Eng. Chem., 50, 265 (1958).
8. Shelton R. I., Wood R. M., Chem. Eng., 72, 187 (1965).
9. Benedict M., Webb G. B., Rubin L. C., Chem. Eng. Progr., 47, 419 (1951).
10. Benedict M., Webb G. B., Rubin L. C., J. Chem., 8, № 4, 334 (1940).
11. Wilson G. M., J. Am. Chem. Soc., 86, 127 (1964).
12. Redlich O., Kister A. T., Ind. Eng. Chem., 40, 345 (1948).
13. Flory P. J., J. Chem. Phys., 10, 51 (1942).
14. Huggins M. L., Ann. N. Y. Acad. Sci., 43, 1 (1942).
15. Nagel O., Sihl R., Chem. Ing. Techn., 38, 423 (1966).
16. Orye R. V., Prausnitz J. M., Ind. Eng. Chem., 57, 19 (1965).
17. Barker I. A., Australian J. Chem., 6, № 3, 207 (1953).

РАСЧЕТ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ В ПРОСТЫХ КОЛОННАХ



Простой ректификационной колонной называют колонну, в которую вводится одно питание и из которой выводятся два продукта: верхний (дистиллят) и нижний (остаток). Уравнения, описывающие процесс ректификации многокомпонентных смесей, являются сильно нелинейными, поэтому необходимо разработать общее решение на основе использования метода последовательных приближений.

Как видно из главы I, применение этого метода связано с выбором ряда независимых переменных.

Большинство предложенных методик расчета процесса можно разделить на две различные группы, отличающиеся выбором независимых переменных. Льюис и Матисон¹ предложили принимать в качестве независимых переменных количественный состав продуктов разделения, а Тиле и Геддес² — температуру на каждой тарелке. До появления быстродействующих ЭВЦМ вычисления проводили, применяя иногда указанные методы, однако сходимость расчетов не обеспечивалась.

После выполнения одного приближения рассчитанные значения переменных сравнивались с исходными. В некоторых случаях вычисленные значения использовались для осуществления следующего приближения, т. е. применялся способ простых итераций. В других случаях величины, полученные в результате данного приближения, использовались при выборе исходных значений переменных для следующего приближения.

В настоящей главе рассмотрены методики, предложенные Льюисом и Матисоном¹, а также Тиле и Геддесом², описаны методы обеспечения сходимости расчета. Применение каждой методики иллюстрируется решением простой задачи. Прежде чем перейти к изложению материала, следует остановиться на некоторых основных понятиях и условиях, встречающихся далее в книге.

Общие положения

При выводе уравнений для простых колонн рассмотрены дефлегматоры двух типов: полный и парциальный. При применении полного дефлегматора весь пар, поднимающийся с верхней тарелки колонны, конденсируется. Часть образованной жидкости отводится в виде верхнего продукта (дистиллята) в количестве D моль. Остальная жидкость, называемая внешней флегмой, в количестве L_0 моль возвращается в колонну.

Термин «парциальный дефлегматор» в том смысле, в каком он употребляется в данной книге, означает, что пар, отходящий с верхней тарелки колонны, конденсируется только частично. Парциальный дефлегматор рассчитывают как равновесную ступень (теоретическую тарелку).

Для получения парового потока в низу колонны помещают кипятильник.

Жидкость, стекающая с нижней тарелки, поступает в кипятильник, где частично испаряется. Образовавшийся пар поднимается вверх по колонне. Жидкость, отбираемая из кипятильника в количестве B моль, называется кубовым продуктом (или, как уже указывалось, остатком). Кипятильник также рассчитывают как равновесную ступень.

Укрепляющая секция колонны состоит из дефлегматора и всех тарелок, расположенных выше тарелки питания. Исчерпывающая секция включает тарелку питания, все тарелки, расположенные ниже нее, и кипятильник. Тарелки нумеруются сверху вниз от верха колонны до кипятильника.

Дефлегматору присвоен нулевой номер, верхняя тарелка обозначается цифрой 1, тарелка питания — буквой f , нижняя тарелка — буквой N , а кипятильник — через $N + 1$. Предполагается, что каждая тарелка является

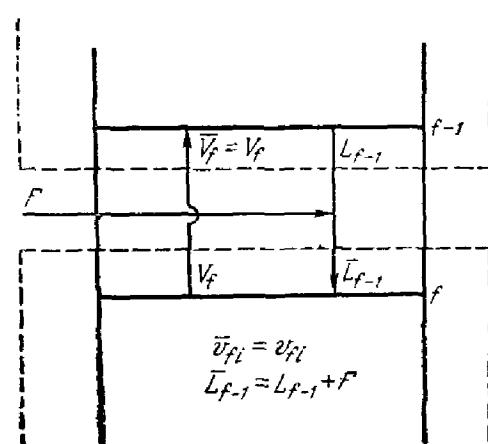


Рис. III-1. Схема потоков на тарелке питания при подаче кипящей жидкости.

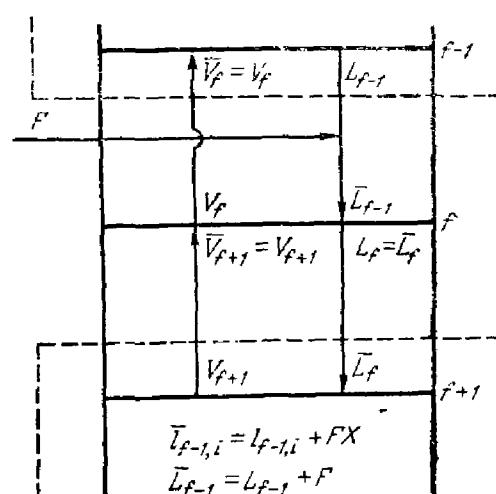


Рис. III-2. Схема потоков на тарелке питания при подаче переохлажденной жидкости.

идеальной, или теоретической, т. е. пар, отходящий с тарелки, находится в физическом равновесии с жидкостью, покидающей эту же тарелку.

Общий поток пара (в моль), покидающий j -тую тарелку, обозначается как V_j , а поток пара, поступающий на $(j - 1)$ -ю тарелку, через \bar{V}_j . Эти условные обозначения были приняты для того, чтобы показать, вводится ли (или выводится) дополнительный поток в колонну. Следовательно, V_j равно \bar{V}_{j-1} , если между тарелками $(j - 1)$ и j поток не выводится из колонны и не вводится в нее. Аналогично поток жидкости стекающей, с j -той тарелки (в моль), обозначается как L_j , а поток жидкости, поступающей на $(j + 1)$ -ю тарелку — через \bar{L}_j . Количество отдельных компонентов в потоках применяются лишь в исключительных случаях и обозначаются строчными буквами v и l . Индекс i используется для обозначения отдельных компонентов. Количество компонентов связаны с общими потоками пара и жидкости следующим образом:

$$\left. \begin{array}{ll} v_{ji} = V_j y_{ji} & l_{ji} = L_j x_{ji} \\ \bar{v}_{ji} = V_j \bar{y}_{ji} & \bar{l}_{ji} = L_j \bar{x}_{ji} \\ d_i = D X_{Di} & b_i = B x_{Bi} \end{array} \right\} \quad (\text{III.1})$$

При определении состава дистиллята символ X_{Di} применяют для обозначения полной мольной доли компонента i в дистилляте независимо от его агрегатного состояния.

Предполагается, что потоки пара и жидкости, отходящие с тарелки j , находятся в состоянии равновесия, поэтому количества отдельных компонентов в них можно выразить через факторы абсорбции (извлечения) или отпарки. Эту зависимость получают следующим образом.

Умножив обе части уравнения равновесия

$$y_{ji} = K_{ji} x_{ji} \quad (\text{III.2})$$

на $V_j L_j$, находим:

$$L_j v_{ji} = K_{ji} V_j l_{ji} \quad (\text{III.3})$$

Отсюда

$$v_{ji} = \left(\frac{K_{ji} V_j}{L_j} \right) l_{ji} = S_{ji} l_{ji} \quad (\text{III.4})$$

Уравнение (III.3) можно решить для l_{ji} :

$$l_{ji} = \left(\frac{L_j}{K_{ji} V_j} \right) v_{ji} = A_{ji} v_{ji} \quad (\text{III.5})$$

Причем следует заметить, что $A_{ji} = 1/S_{ji}$.

Ниже описаны виды питания, находящегося в любом из пяти энергетических состояний (при давлении, равном давлению в колонне). На рис. III-1—III-5 приведены условия и процесс, происходящий на тарелке питания, для каждого вида питания.

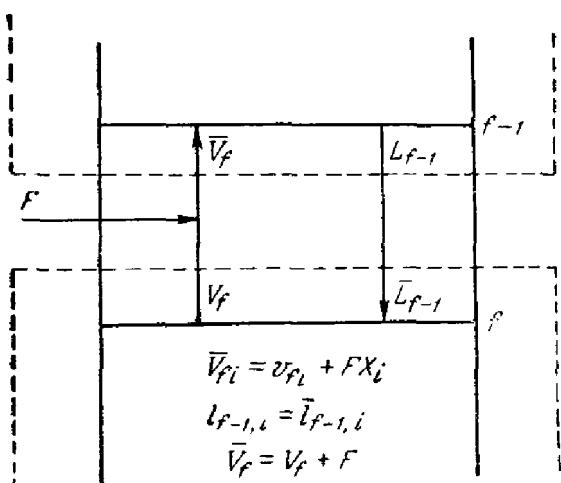


Рис. III-3. Схема потоков на тарелке питания при подаче смеси в виде насыщенного пара.

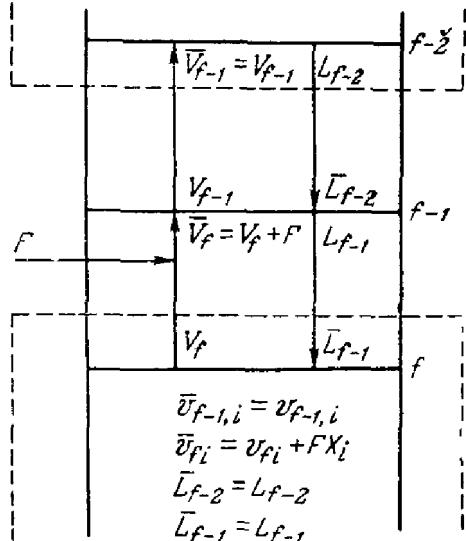


Рис. III-4. Схема потоков на тарелке питания при подаче перегретого пара.

Жидкое питание в состоянии насыщения определяется как питание, поступающее в колонну в виде жидкости, находящейся при температуре кипения.

Переохлажденное жидкое питание поступает в колонну при температуре ниже температуры ее кипения. В отношении питания, вводимого в насыщенном или переохлажденном состоянии, предполагается, что оно после поступления в колонну полностью перемешивается с жидкостью на тарелке питания, причем устанавливается равновесие этой жидкости и пара над ней.

Насыщенное паровое питание поступает в колонну в виде пара, находящегося при температуре точки росы.

Перегретое паровое питание имеет температуру, превышающую температуру точки росы. В отношении парового питания, подаваемого в насыщенном или перегретом состоянии, принимается, что после поступления в колонну данный пар полностью перемешивается с паром, поднимающимся с тарелки питания. При этом равновесия между смешанным паром и жидкостью на тарелке питания не предполагается.

Паро-жидкостное питание определяют как равновесную смесь жидкости и пара при некоторой температуре.

Рис. III-5 показывает, что жидкая часть питания поступает

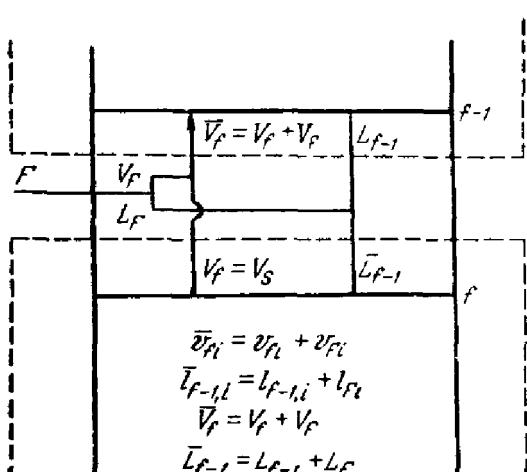


Рис. III-5. Схема потоков на тарелке питания при подаче паро-жидкостной смеси.

на тарелку питания, полностью перемешивается на ней с жидкостью и находится в состоянии равновесия с паром непосредственно над тарелкой питания. Считается, что паровая часть питания полностью перемешивается с паром, поднимающимся с какой-либо тарелки, и затем поступает на тарелку, расположенную над тарелкой питания.

Методика Тиле и Геддеса ²

По указанной методике расчета в качестве независимых переменных берутся температуры на тарелках колонны *. При применении методики Тиле и Геддеса к существующим колоннам необходимо знать число тарелок в каждой секции колонны, количество, состав и состояние питания, а также задаться еще двумя переменными, например количеством дистиллята D и флегмовым потоком L_0 .

В рассматриваемых далее уравнениях для простой колонны применяются условные обозначения, отличающиеся от предложенных Тиле и Геддесом. Например, в настоящей книге приняты количества отдельных компонентов (в моль) вместо общих потоков фаз и мольных долей. Факторы абсорбции и отпарки применяются в том виде, как они были предложены ранее³. Материальный баланс укрепляющей секции записывается для произвольной тарелки и дефлегматора, в исчерпывающей секции — для произвольной тарелки и кипятильника. Приводимые ниже выражения представляют собой сочетание материальных балансов и равновесных зависимостей.

Укрепляющая секция:

$$v_{1i}/d_i = A_{0i} + 1 \quad (\text{для дефлегматора}) \quad (\text{III},6)$$

$$v_{ji}/d_i = A_{j-1,i} (v_{j-1,i}/d_i) + 1 \quad (\text{III},7)$$

$$2 \leq j \leq f-1$$

$$\bar{v}_{fi}/d_i = A_{f-1,i} (v_{f-1,i}/d_i) + 1 \quad (\text{III},8)$$

Исчерпывающая (отпарная) секция:

$$\bar{l}_{f-1,i}/b_i = S_{fi} (l_{fi}/b_i) + 1 \quad (\text{III},9)$$

$$l_{j-1,i}/b_i = S_{ji} (l_{ji}/b_i) + 1 \quad f+1 \leq j \leq N \quad (\text{III},10)$$

$$l_{Ni}/b_i = S_{N+1,i} + 1 \quad (\text{для кипятильника}) \quad (\text{III},11)$$

* В отечественной литературе аналогичные методики названы способом независимого определения концентрации (см. В. М. Платонов, Б. Г. Берго, Разделение многокомпонентных смесей, Изд. «Химия», 1965). — Прим. ред.

где $A_{0i} = L_0/K_{0i}D$ — для парциального дефлегматора; $A_{0i} = L_0/D$ — для полного дефлегматора; $A_{ji} = L_j/K_{ji}V_j$ — фактор абсорбции; $l_{j-1,i} = l_{j-1,i} + l_{Fi}$ — количество i -того компонента в жидкости, которое поступает с тарелки ($j-1$) на тарелку питания j ; l_{Fi} — количество i -того компонента, поступающее в колонну с жидкой частью питания; $S_{ji} = K_{ji}V_j/L_j$ — фактор отпарки, $S_{N+1,i} = K_{N+1,i}V_{N+1}/B$; $v_{fi} = v_{fi} + v_{Fi}$ — количество i -того компонента в паре, поступающем на тарелку ($j-1$); v_{Fi} — количество i -того компонента, поступающее в колонну с паровой частью питания.

В целях упрощения уравнения (III,6)–(III,11), представляющие собой сочетание уравнений равновесия и материальных балансов, ниже будут именоваться как уравнения материальных балансов. Уравнения (III,6)–(III,8) для укрепляющей секции выводятся следующим образом.

Материальный баланс для дефлегматора:

$$v_{0i} = l_{0i} + d_i \quad (\text{III.12})$$

Разделив обе части этого уравнения на d_i и приняв во внимание, что для парциального дефлегматора

$$\frac{l_{0i}}{d_i} = \frac{L_0 x_{0i}}{DX_{D_i}} = \frac{L_0 x_{0i}}{d K_{0i} x_{0i}} = \frac{L_0}{K_{0i} D} = A_{0i}$$

получаем искомое уравнение (III,6).

Поскольку $x_{0i} = X_{D_i}$ для полного дефлегматора, то в этом случае $l_{0i}/d_i = L_0/D$. Материальный баланс для любой j -той тарелки и для верха колонны записывается уравнением

$$\frac{v_{ji}}{d_i} = \frac{l_{j-1,i}}{d_i} + 1 \quad (\text{III.13})$$

Учитывая, что $l_{j-1,i} = A_{j-1,i} v_{j-1,i}$, получим:

$$\frac{l_{j-1,i}}{d_i} = A_{j-1,i} \left(\frac{v_{j-1,i}}{d_i} \right) \quad (\text{III.14})$$

Подстановка этого выражения для $l_{j-1,i}/d_i$ в уравнение (III,13) дает приведенный результат — уравнение (III,7).

Аналогично выводят уравнения для исчерпывающей (отпарной) секции. Материальный баланс для кипятильника можно записать следующим образом:

$$\frac{l_{Ni}}{b_i} = \frac{v_{N+1,i}}{b_i} + 1 \quad (\text{III.15})$$

Поскольку

$$\begin{aligned} \frac{v_{N+1,i}}{b_i} &= \frac{V_{N+1} y_{N+1,i}}{B x_{B_i}} = \frac{V_{N+1} K_{N+1,i} x_{B_i}}{B x_{B_i}} = \frac{V_{N+1} K_{N+1,i}}{B} = \\ &= S_{N+1,i} \end{aligned}$$

выражение (III,15) можно свести к уравнению (III,11).

Баланс для низа колонны, записанный и для любой тарелки j , имеет вид

$$\frac{l_{j-1, i}}{b_i} = \frac{v_{ji}}{b_i} + 1 \quad (\text{III.16})$$

С учетом равенства

$$\frac{v_{ji}}{b_i} = S_{ji} \left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right) \quad (\text{III.17})$$

получается результат, даваемый уравнением (III.10).

Для заданного ряда значений L/V и температур количества отдельных компонентов определяют по уравнениям (III.6) — (III.11). Следует отметить, что с введением тепловых балансов при расчете потоков жидкости и пара последние можно рассматривать как независимые переменные для всех приближений, начиная со второго.

Применяя уравнения (III.6) — (III.11), расчеты начинают с концов колонны и проводят до тарелки питания. Для случая подачи жидкого питания при температуре кипения $\bar{v}_{fi} = v_{fi}$. Тогда

$$\frac{b_i}{d_i} = \frac{\bar{v}_{fi}/d_i}{v_{fi}/b_i} \quad (\text{III.18})$$

где \bar{v}_{fi}/d_i — рассчитывают при помощи уравнений для укрепляющей секции, а v_{fi}/b_i — для исчерпывающей секции, т. е. $v_{fi}/b_i = S_{fi} (l_{fi}/b_i)$.

Величину l_{fi}/b_i вычисляют по уравнению (III.10). Определив b_i/d_i , находят d_i по уравнению

$$d_i = \frac{FX_i}{1 + (b_i/d_i)} \quad (\text{III.19})$$

которое получают из общего материального баланса. Используя это значение d_i , рассчитывают потоки индивидуальных компонентов по всей колонне.

Отношение b_i/d_i для паро-жидкостного питания получают следующим образом. Записывают уравнение (III.8) в виде

$$\frac{v_{fi}}{d_i} + \frac{v_{Fi}}{d_i} = \frac{l_{f-1, i}}{d_i} + 1 \quad (\text{III.20})$$

и после преобразований находят:

$$\left(\frac{v_{fi}}{b_i} \right) \left(\frac{b_i}{d_i} \right) + \left(\frac{v_{Fi}}{FX_i} \right) \left(\frac{FX_i}{d_i} \right) = \frac{l_{f-1, i}}{d_i} + 1 \quad (\text{III.21})$$

Поскольку

$$\frac{v_{Fi}}{FX_i} = 1 - \frac{l_{Fi}}{FX_i} \quad \frac{FX_i}{d_i} = 1 + \frac{b_i}{d_i}$$

ТАБЛИЦА 7

Условия для примера III-1

№ компонента	FX_i	α_i	Исходные данные
1	33,3	1	Полный дефлегматор, питание жидкостное при температуре кипения; количество дистиллята $D = 50$ моль/ч; $N = 3$; $f = 2$; $V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 100$; $L_0 = L_1 = 50$; $L_2 = L_3 = 150$
2	33,3	2	
3	33,4	3	

то уравнение (III,21) можно решить относительно b_i/d_i :

$$\frac{b_i}{d_i} = \frac{(l_{f-1,i}/d_i) + (l_{Fi}/FX_i)}{(v_{fi}/b_i) + (v_{Fi}/FX_i)} \quad (\text{III},22)$$

Вычислив значения l_{Fi} и v_{Fi} , при помощи уравнения (III,22) рассчитывают отношение b_i/d_i для питания в любом состоянии. Если питание находится в насыщенном или переохлажденном состоянии, то $l_{Fi} = FX_i$, а $v_{Fi} = 0$. Для питания, поступающего в колонну в виде насыщенного или перегретого пара, $v_{Fi} = FX_i$ и $l_{Fi} = 0$. Прежде чем перейти к другим вопросам, следует проиллюстрировать методику расчета Тиле и Геддеса на примере решения сравнительно простой задачи ректификации.

Пример III-1. Найти распределение продуктов фракционирования, условия для которого приведены в табл. 7.

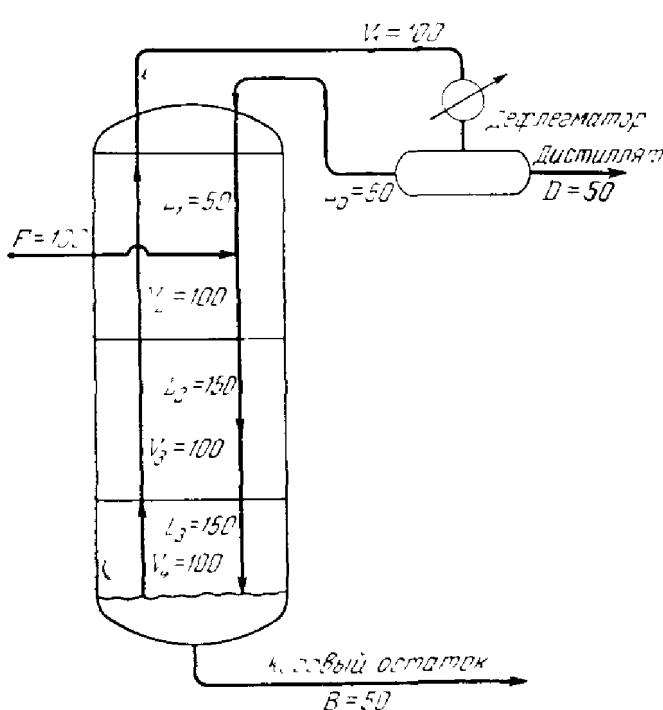


Рис. III-6. Схема потоков для примера III-1.

Потоки пара и жидкости принимаются постоянными в каждой секции колонны. Как уже указывалось в главе II, это условие можно реализовать в любой колонне, применяя промежуточные холодильники (или нагреватели) на каждой тарелке. Кроме того, в примере в качестве постоянных величин берутся также относительные летучести.

Все эти условия показаны на рис. III-6. Первое приближение проводят на основе заданного (начального) температурного профиля. Следует отметить, что данная методика мало чувствительна

ТАБЛИЦА 8

Решение примера III-1 по методике Тиле и Геддеса

Расчет укрепляющей секции						
№ компонента	$\frac{L_0}{D}$	$\frac{v_{1i}}{d_i} = \frac{L_0}{D} + 1$	$K_{1i} = K_{1b\alpha i}$	$A_{1i} = \frac{L_1}{K_{1i} V_1}$	$\frac{l_{1i}}{d_i} = A_{1i} \left(\frac{v_{1i}}{d_i} \right)$	$\frac{v_{2i}}{d_i} = \frac{l_{1i}}{d_i} + 1$
1	1,0	2,0	1,0	0,5	1,0	2,0
2	1,0	2,0	2,0	0,25	0,5	1,5
3	1,0	2,0	3,0	0,1666667	0,3333334	1,3333333

Расчет исчерпывающей секции (начало)						
№ компонента	$K_{4i} = K_{4b\alpha i}$	$S_{4i} = \frac{K_{4i} V_4}{B}$	$\frac{l_{3i}}{b_i} = S_{4i} + 1$	$K_{3i} = K_{3b\alpha i}$	$S_{3i} = \frac{K_{3i} V_3}{L_3}$	$\frac{v_{3i}}{b_i} = S_{3i} \frac{l_{3i}}{b_i}$
1	1,0	2,0	3,0	1,0	0,66666666	1,9999998
2	2,0	4,0	5,0	2,0	1,33333333	6 6666660
3	3,0	6,0	7,0	3,0	1,99999999	13 999999

Расчет исчерпывающей секции (продолжение)						
№ компонента	$\frac{l_{2i}}{b_i} = \frac{v_{3i}}{b_i} + 1$	$K_{2i} = K_{2b\alpha i}$	$S_{2i} = \frac{K_{2i} V_2}{L_2}$	$\frac{v_{2i}}{b_i} = S_{2i} \frac{l_{2i}}{b_i}$	$\frac{b_i}{d_i} = \frac{v_{2i}/d_i}{v_{2i}/b_i}$	$d_i = \frac{FX_i}{1 + l_i/d_i}$
1	2 9999999	1	0,66666666	1,9999999	1,0000000	16,649999
2	7,6666666	2	1,33333333	10,222222	1,14673913	29,038862
3	14,999999	3	1,9999999	29,999995	0,4444444	31,978724

П р и м е ч а н и е. Первое приближение — предполагается, что $K_{1b} = K_{2b} = K_{3b} = K_{4b} = 1$.

ТАБЛИЦА 9

Расчет составов

№ компонента	Начало расчета				
	$\frac{d_i}{\sum d_i} = X_{Di}$	$\alpha_i X_{Di}$	$\frac{b_i}{\sum b_i} = x_{Bi}$	$\alpha_i x_{Bi}$	$\left(\frac{l_{1i}}{d_i}\right) d_i$
1	0,21437513	0,21437513	0,74555309	0,74555309	16,6499999
2	0,37388551	0,74777302	0,19080507	0,38161014	14,519431
3	0,41173838	0,2352151	0,06364184	0,190925523	10,659575
		1,19736325		1,31808875	41,829005

№ компонента	Продолжение расчета					
	$x_{1i} = \frac{(l_{1i}/d_i) d_i}{\sum (l_{1i}/d_i) d_i}$	$\alpha_i x_{1i}$	$x_{2i} = \frac{(l_{2i}/b_i) b_i}{\sum (l_{2i}/b_i) b_i}$	$\alpha_i x_{2i}$	$x_{3i} = \frac{(l_{3i}/b_i) b_i}{\sum (l_{3i}/b_i) b_i}$	$\alpha_i x_{3i}$
1	0,39804913	0,39804913	0,48057559	0,48057559	0,61511278	0,61511278
2	0,34711395	0,69422790	0,31431014	0,62862028	0,2623704	0,5247308
3	0,25483692	0,76451076	0,20511427	0,61534281	0,12251681	0,36755043
		1,8567878		1,7245387		1,50740401

по отношению к первоначально принятому профилю температур. В связи с этим было выбрано значение для $K_{1b} = K_{2b} = K_{3b} = 1,0$.

Расчеты начинают с концов колонны и проводят до тарелки питания. Затем вычисляют величины b_i/d_i для каждого компонента, после чего по общему материальному балансу определяют значения d_i (табл. 8). Расчет составов приведен в табл. 9.

С учетом суммы относительных летучестей получены следующие константы ведущих компонентов:

$$K_{0b} = \frac{1}{\sum a_i X_{D,i}} = 0,45509088 \quad K_{2b} = \frac{1}{\sum a_i x_{2i}} = 0,5798652$$

$$K_{4b} = \frac{1}{\sum a_i x_{Bi}} = 0,75867425 \quad K_{3b} = \frac{1}{\sum a_i x_{3i}} = 0,66339216$$

$$K_{1b} = \frac{1}{\sum a_i x_{1i}} = 0,53856451$$

Способ простых итераций

Методы сходимости в данной главе подробно не рассматриваются, так как они описываются в последующих главах. Затронем лишь применение способа простых итераций, который является первым логическим шагом в решении задачи.

Многие авторы, включая Тиле и Геддеса, при решении задач многокомпонентной ректификации используют простые итерации в чистом виде или с некоторыми изменениями. Известно (см. главу I), что способ простых итераций заключается в применении полученных после очередного приближения значений переменных в качестве новых величин при следующем приближении. Пример III-1 показывает, что вычисленные значения, получаемые после первого приближения, не согласуются с исходными (заданными). Так, сумма значений d_i не равна заданному значению D . Сумма величин l_j и v_j также не равна заданным значениям L_j и V_j . При помощи способа простых итераций улучшенный температурный профиль выбирается, исходя из рассчитанных значений переменных, следующим образом:

$$y_{ji} = \frac{(v_{ji}/d_i) d_i}{\sum_{i=1}^c (v_{ji}/d_i) d_i} \quad (III,23)$$

$$x_{ji} = \frac{(l_{ji}/d_i) d_i}{\sum_{i=1}^c (l_{ji}/d_i) d_i} = \frac{(l_{ji}/b_i) b_i}{\sum_{i=1}^c (l_{ji}/b_i) b_i} \quad (III,24)$$

Улучшенные значения температур (или значения K_b), используемые при следующем приближении, вычисляют на основе значений y_{ji} или x_{ji} соответственно по уравнениям (II,15) или (II,13).

ТАБЛИЦА 10

Решение примера III-1 по методике Тиле и Геддеса с простыми итерациями

№ компонента	№ приближения			
	1	2	3	4 *
Рассчитанные значения K_b				
0	0,455	0,422	0,416	0,414
1	0,539	0,487	0,470	0,467
2	0,580	0,526	0,515	0,512
3	0,663	0,581	0,561	0,555
4	0,759	0,661	0,639	0,633
D^{**}	77,67	57,57	52,14	51,09

* Все значения K_b были одинаковы до восьмого знака в конце 11-го приближения.

** Величина D вычислена.

При решении примера III-1 для обеих секций колонны была принята методика, основанная на определении температуры кипения. Возможно также применение методики, основанной на определении температуры точки росы. Далее эта методика рекомендуется для широкого использования, поскольку она дает быструю сходимость для углеводородных систем.

Значения A_{ji} и S_{ji} , используемые для второго приближения, рассчитывают на основе заданных значений L_j , V_j и D ; величины K_{ji} , входящие в эти выражения, определяют, исходя из улучшенного температурного профиля. Результаты второго и нескольких последующих приближений приведены в табл. 10.

Для многих задач способ простых итераций дает быструю сходимость до желаемого результата. Более подробно этот способ рассмотрен в главе IV.

Независимость количеств отдельных компонентов от направления расчета

Наряду с уравнением (III,22), полученным при проведении расчетов по колонне снизу вверх и сверху вниз в направлении к тарелке питания, эквивалентные выражения для b_i/d_i были выведены из уравнений покомпонентного материального баланса.

Для произвольной тарелки j в исчерпывающей секции и кипятильника применяются уравнения (III,9)–(III,11). Баланс для нижней части колонны по произвольной тарелке j , расположенной выше тарелки питания, выражается уравнением

$$\frac{l_{j-1,i}}{b_i} = S_{ji} \left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right) + \left(1 - \frac{FX_i}{b_i} \right) \quad (1 \leq i \leq f-1) \quad (\text{III},25)$$

Для использования выражения (III,25) необходимо знать b_i (вывод выражения для b_i/d_i приводится ниже). Определив b_i/d_i , можно рассчитать b_i и d_i через общий материальный баланс [см. уравнение (III,19)]. В окончательное выражение для b_i/d_i входит член v_{fi}/b_i , который вычисляют, проводя расчеты с низа колонны до тарелки питания. Определив l_{fi}/b_i по уравнению (III, 10), находят v_{fi}/b_i из условия равновесия:

$$v_{fi}/b_i = S_{fi} (l_{fi}/b_i) \quad (\text{III,26})$$

Здесь

$$S_{fi} = K_{fi} V_f / L_f$$

Значение K_{fi} определяют при температуре тарелки питания, а V_f и L_f обозначают потоки пара и жидкости, покидающие тарелку питания.

Вычисление b_i/d_i начинают с преобразования уравнения (III,9):

$$\frac{l_{f-1,i}}{b_i} = \frac{v_{fi}}{b_i} + \left(1 - \frac{l_{fi}}{b_i}\right) \quad (\text{III,27})$$

Для тарелки ($f = 1$) уравнение (III,25) имеет вид

$$\frac{l_{f-2,i}}{b_i} = S_{f-1,i} \left(\frac{l_{f-1,i}}{b_i} \right) + \left(1 - \frac{FX_i}{b_i}\right) \quad (\text{III,28})$$

Исключая $l_{f-1,i}/b_i$ из уравнений (III,27) и (III,28), находят:

$$\frac{l_{f-2,i}}{b_i} = S_{f-1,i} \left(\frac{v_{fi}}{b_i} \right) + S_{f-1,i} \left(1 - \frac{l_{fi}}{b_i} \right) + \left(1 - \frac{FX_i}{b_i}\right) \quad (\text{III,29})$$

При общем материальном балансе имеем:

$$\begin{aligned} 1 - \frac{FX_i}{b_i} &= -\frac{d_i}{b_i} \\ 1 - \frac{l_{fi}}{b_i} &= 1 - \left(\frac{l_{fi}}{FX_i} \right) \left(\frac{FX_i}{b_i} \right) = \\ &= 1 - \left(\frac{l_{fi}}{FX_i} \right) \left(1 + \frac{d_i}{b_i} \right) = \frac{v_{fi}}{FX_i} - \left(\frac{l_{fi}}{FX_i} \right) \left(\frac{d_i}{b_i} \right) \end{aligned}$$

поэтому уравнение (III,29) сводится к выражению

$$\frac{l_{f-2,i}}{b_i} = S_{f-1,i} \left(\frac{v_{fi}}{b_i} \right) + S_{f-1,i} \left[\frac{v_{fi}}{FX_i} - \left(\frac{l_{fi}}{FX_i} \right) \left(\frac{d_i}{b_i} \right) \right] - \left(\frac{d_i}{b_i} \right) \quad (\text{III,30})$$

Распространяя процесс подстановки на остальную часть укрепляющей секции, получаем искомое уравнение

$$\frac{b_i}{d_i} = \frac{\Phi_i + \Phi_i (l_{fi}/FX_i)}{\Phi_i (v_{fi}/b_i + v_{fi}/FX_i)} \quad (\text{III,31})$$

Здесь

$$\Phi_1 = S_{0,i} S_{1,i} \dots S_{f-2,i} S_{f-1,i}$$

$$\Phi_i = S_{0,i} S_{1,i} \dots S_{f-3,i} S_{f-2,i} + S_{0,i} S_{1,i} \dots S_{f-4,i} S_{f-3,i} +$$

$$+ \dots + S_{0,i} S_{1,i} + S_{0,i} + 1$$

Если записать уравнения материальных балансов по отдельным компонентам для дефлегматора и произвольной тарелки j , то уравнения (III,6)–(III,8) оказываются справедливыми для всех тарелок, расположенных выше тарелки питания. Для исчерпывающей секции имеем:

$$\frac{v_{j,i}}{d_i} = A_{j-1,i} \left(\frac{v_{j-1,i}}{d_i} \right) + \left(1 - \frac{FX_i}{d_i} \right) \quad f+1 \leq j \leq N+1 \quad (\text{III,32})$$

Аналогично выводу уравнения (III,31) можно легко показать, что уравнения (III,8), (III,32) и (III,22) дают желаемый результат:

$$\frac{b_i}{d_i} = \frac{\omega_i [l_{f-1,i}/d_i + l_{F,i}/FX_i]}{\Omega_i + \omega_i (v_{F,i}/FX_i)} \quad (\text{III,33})$$

Здесь

$$\omega_i = A_{N+1,i} A_{N,i} \dots A_{f+1,i} A_{f,i}$$

$$\Omega_i = 1 + A_{N+1,i} + A_{N+1,i} A_{N,i} + \dots + A_{N+1,i} A_{N,i} \dots A_{f+2,i} A_{f+1,i}$$

Для заданного ряда значения L/V и K количества отдельных компонентов не зависят от направления проведения потарелочных расчетов. Для доказательства этого необходимо установить эквивалентность всех уравнений для b_i/d_i [уравнения (III,22), (III,31) и (III,33)]. Эквивалентность уравнений (III,22) и (III,31) доказывается преобразованием выражения (III,31).

Следует отметить, что $l_{f-1,i}/d_i$ можно представить в виде следующего ряда величин, который получается путем описанных ранее подстановок в уравнениях (III,6) и (III,7):

$$l_{f-1,i}/d_i = A_{f-1,i} \dots A_0 + A_{f-1,i} \dots A_1 + \dots + A_{f-1,i} \quad (\text{III,34})$$

Разделив числитель и знаменатель уравнения (III,31) на Φ_i , получаем выражение, содержащее отношение Φ_i/Φ_1 , которое можно выразить через факторы $A_{j,i}$:

$$\Phi_i/\Phi_1 = A_{f-1,i} + A_{f-2,i} A_{f-1,i} + \dots + A_0 \dots A_{f-1,i}$$

Сравнение полученного выражения с уравнением (III,34) показывает, что

$$\Phi_i/\Phi_1 = l_{f-1,i}/d_i \quad (\text{III,35})$$

Заменив отношение Φ_i/φ_i в уравнении (III,31) на его эквивалент из уравнения (III,35), находят искомый результат — уравнение (III,22).

При доказательстве равнозначности уравнений (III,22) и (III,33) следует учесть, что, скомбинировав уравнения (III,10) и (III,11), можно получить следующую формулу для $v_{f,i}/b_i$:

$$v_{f,i}/b_i = S_{f,i} \dots S_{N+1,i} + S_{f,i} \dots S_{N,i} + \dots + S_{f,i} \quad (\text{III,36})$$

Деление числителя и знаменателя уравнения (III,33) на ω_i дает выражение, содержащее Ω_i/ω_i . Это отношение можно выразить через факторы $S_{j,i}$:

$$\Omega_i/\omega_i = S_{f,i} \dots S_{N+1,i} + S_{f,i} \dots S_{N,i} + S_{j,i} \quad (\text{III,37})$$

Из сравнения уравнений (III,36) и (III,37) видно, что правые части их равны. Отсюда замена Ω_i на $v_{f,i}$ в выражении (III,33) дает искомый результат — уравнение (III,22).

Для проведения расчетов с верха колонны до какой-либо отдельной тарелки, расположенной на n тарелок ниже верха колонны и на k тарелок выше тарелки питания, сочетание уравнений (III,6) и (III,7) дает следующее выражение:

$$v_{n,i}/d_i = A_{n-1,i} \dots A_{0,i} + A_{n-1,i} \dots A_{1,i} + \dots + A_{n-1,i} + 1 \quad (\text{III,38})$$

Тот же результат получается при выполнении расчетов с низа колонны до тарелки n , что видно из уравнений (III,10), (III,11) и (III,25).

Ранее указывалось, что неоднократное применение уравнений (III,25) приводит к выражению

$$\begin{aligned} \frac{l_{f-k,i}}{b_i} &= (S_{f-k+1,i} \dots S_{f-1,i}) \left[\frac{v_{f,i}}{b_i} + \frac{v_{F,i}}{FX_{F,i}} - \left(\frac{l_{F,i}}{FX_{F,i}} \right) \left(\frac{d_i}{b_i} \right) \right] - \\ &- [1 + S_{f-k+1,i} + \dots + S_{f-k+1,i} \dots S_{f-2,i}] \left(\frac{d_i}{b_i} \right) \end{aligned} \quad (\text{III,39})$$

Умножение обеих частей уравнения (III,39) на $(S_{f-k,i})(b_i/d_i)$ и исключение b_i/d_i из правой части полученного выражения с учетом уравнения (III,31) дает:

$$\begin{aligned} \frac{v_{f-k,i}}{d_i} &= (S_{f-1,i} \dots S_{f-1,i}) \left[\frac{\Phi_i}{\varphi_i} + \frac{l_{F,i}}{FX_i} \right] - \\ &- (S_{f-k,i} \dots S_{f-1,i}) \left(\frac{l_{F,i}}{FX_{F,i}} \right) - (S_{f-k,i} + S_{f-k+1,i} + \dots + S_{f-k,i} \dots S_{f-2,i}) \end{aligned} \quad (\text{III,40})$$

Поскольку

$$\begin{aligned} (S_{f-k,i} \dots S_{f-1,i}) \frac{\Phi_i}{\varphi_i} &= S_{f-k,i} \dots S_{f-2,i} + S_{f-k,i} \dots S_{f-3,i} + \dots + \\ &+ S_{f-k,i} + 1 + A_{n-1,i} + A_{n-1,i} A_{n-2,i} + \dots + A_{n-1,i} \dots A_{0,i} \end{aligned} \quad (\text{III,41})$$

то уравнение (III,40) можно упростить и получить уравнение (III,38).

Несмотря на громоздкость рассмотренного доказательства, (см. задачу III-6), оно было приведено в связи с тем, что именно такой способ будет применяться в дальнейшем для расчета сложных колонн и при наличии распределяющихся компонентов.

Решение уравнений материального баланса при помощи матриц

Имеется большое количество программ для решения системы линейных уравнений при помощи матричной алгебры. Используя эти программы, необходимо в качестве исходной информации задавать только коэффициенты при переменных и константы, входящие в систему уравнений. Следовательно, применение матричной программы исключает необходимость составления программы для решения уравнений материального баланса. Амундсон и Понтинен¹ первыми решили на ЭВЦМ задачи многокомпонентной ректификации при помощи матриц.

Приводимые ниже примеры не претендуют на исчерпывающее освещение вопроса применения матричного метода, а ставят своей целью демонстрацию основных приемов матричной алгебры, необходимых для решения системы линейных уравнений. Более подробно этот вопрос описан в литературе⁴⁻⁶.

Для того чтобы проиллюстрировать применение матриц для решения системы линейных уравнений, рассмотрим следующую систему:

$$v_{1i}/d_i = A_0 + 1 \quad (\text{III},42)$$

$$v_{2i}/d_i = A_1; (v_{1i}/d_i) + 1 \quad (\text{III},43)$$

$$v_{3i}/d_i = A_2; (v_{2i}/d_i) + 1 \quad (\text{III},44)$$

Уравнения (III,42)–(III,44) выражают материальный баланс для укрепляющей секции колонны (имеющей две тарелки над тарелкой питания), в которую поступает жидкое питание при температуре кипения. При каждом приближении значения A принимаются постоянными. Для упрощения индекс i отбрасывается, а переменная (v_j/d) заменяется на Z_j :

$$Z_1 = A_0 + 1 \quad (\text{III},45)$$

$$Z_2 = A_1 Z_1 + 1 \quad (\text{III},46)$$

$$Z_3 = A_2 Z_2 + 1 \quad (\text{III},47)$$

До применения матричного метода решим уравнения (III,45)–(III,47) двумя алгебраическими способами. Пошаговый расчет,

или последовательная подстановка, используемая для решения примера III-1, дает:

$$Z_1 = A_0 + 1 \quad (\text{III.48})$$

$$Z_2 = A_1 (A_0 + 1) + 1 \quad (\text{III.49})$$

$$Z_3 = A_2 [A_1 (A_0 + 1) + 1] + 1 = A_2 A_1 A_0 + A_2 A_1 + A_2 + 1 \quad (\text{III.50})$$

Уравнения (III.45)–(III.47) представляют собой систему с тремя неизвестными, и их можно решить путем алгебраического исключения. Запишем эти уравнения в следующем виде:

$$Z_1 = A_0 + 1 \quad (\text{III.51})$$

$$-A_1 Z_1 + Z_2 = 1 \quad (\text{III.52})$$

$$-A_2 Z_2 + Z_3 = 1 \quad (\text{III.53})$$

Выполнение следующих действий дает искомое решение.

Шаг 1. Умножая уравнение (III.51) на A_1 и прибавляя результат к выражению (III.52), получаем:

$$Z_1 = A_0 + 1$$

$$Z_2 = A_1 (A_0 + 1) + 1$$

$$-A_2 Z_2 + Z_3 = 1$$

Шаг 2. Умножая второе уравнение на A_2 и прибавляя результат к третьему уравнению, находим:

$$Z_1 = A_0 + 1$$

$$Z_2 = A_1 (A_0 + 1) + 1$$

$$Z_3 = A_2 A_1 (A_0 + 1) + A_2 + 1$$

что идентично решению, даваемому уравнениями (III.48)–(III.50).

Получим теперь тот же результат при помощи матриц. Здесь приводится только правило (определение) умножения двух матриц. Как показано ниже, другие правила матричной алгебры, необходимые в данном случае, аналогичны соответствующим алгебраическим действиям, которые применяют для решения системы линейных уравнений.

М а т р и ц а определяется как массив чисел, распределенных в m строках и n столбцах, который обычно заключают в скобки, например:

$$A = \begin{vmatrix} a_{11} & a_{12} & \dots & a_{1n} \\ a_{21} & a_{22} & \dots & a_{2n} \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ a_{m1} & a_{m2} & \dots & a_{mn} \end{vmatrix} \quad (\text{III.54})$$

где a — элемент матрицы.

При $m = n$ матрицу называют квадратной порядка n . Все матрицы, приводимые ниже, представляют собой квадратные матрицы, если число уравнений равно числу неизвестных. В отличие от определителя матрица не равна некоторому числу, однако она может быть равной любой другой матрице или произведению матриц. Матрицы равны только в том случае, если равны между собой соответствующие элементы этих матриц.

Умножение матрицы A на матрицу B возможно только, если число столбцов A равно числу строк B . Таким образом, действие умножение, из которого следует, что

$$AB = C \quad (\text{III.55})$$

представляется как

$$\begin{vmatrix} a_{11}a_{12}a_{13} \\ a_{21}a_{22}a_{23} \\ a_{31}a_{32}a_{33} \end{vmatrix} \cdot \begin{vmatrix} b_{11}b_{12} \\ b_{21}b_{22} \\ b_{31}b_{32} \end{vmatrix} = \begin{vmatrix} c_{11}c_{12} \\ c_{21}c_{22} \\ c_{31}c_{32} \end{vmatrix} \quad (\text{III.56})$$

В уравнении (III.56) член c_{11} обозначает сумму произведений каждого элемента 1-й строки матрицы A на соответствующий элемент 1-го столбца матрицы B , т. е.

$$\left. \begin{array}{l} c_{11} = a_{11}b_{11} + a_{12}b_{21} + a_{13}b_{31} \\ c_{21} = a_{21}b_{11} + a_{22}b_{21} + a_{23}b_{31} \\ \vdots \qquad \qquad \vdots \\ c_{31} = a_{31}b_{11} + a_{32}b_{21} + a_{33}b_{31} \end{array} \right\} \quad (\text{III.57})$$

Следует отметить, что умножение не обязательно отвечает правилу перестановки, т. е. AB не всегда равно BA . Определение действия умножения позволяет представить уравнения (III.51) (III.53) в следующем виде:

$$\begin{vmatrix} 1 & 0 & 0 \\ -A_1 & 1 & 0 \\ 0 & -A_2 & 1 \end{vmatrix} \cdot \begin{vmatrix} Z_1 \\ Z_2 \\ Z_3 \end{vmatrix} = \begin{vmatrix} A_0 + 1 \\ 1 \\ 1 \end{vmatrix} \quad (\text{III.58})$$

В целях упрощения уравнение (III.58) обычно записывают как

$$AZ = C \quad (\text{III.59})$$

Чтобы определить Z_1 , Z_2 и Z_3 , необходимо найти обратную матрицу A^{-1} . Рассмотрим единичную матрицу третьего порядка:

$$I = \begin{vmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{vmatrix} \quad (\text{III.60})$$

На основе правила умножения [уравнения (III.56) и (III.57)] следует, что $IA = A$.

Обратная матрица A^{-1} определяется как матрица, которая при умножении на A дает I , т. е.

$$A^{-1}A = I \quad (\text{III.61})$$

Матрицу A^{-1} можно найти, выполняя арифметические действия с матрицами I и A , аналогичные осуществленным ранее в отношении системы линейных уравнений. В результате матрица A преобразуется в матрицу I , а матрица I — в обратную матрицу A^{-1} .

Рассмотрим отдельно три матрицы A , I и C :

$$\begin{array}{c|ccc} A & \begin{array}{ccc} 1 & 0 & 0 \\ -A_1 & 1 & 0 \\ 0 & -A_2 & 1 \end{array} & \begin{array}{ccc} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{array} & \begin{array}{c} A_0 + 1 \\ 1 \\ 1 \end{array} \\ \hline I & & & \\ C & & & \end{array} \quad (\text{III.62})$$

Проведем действия с матрицами, аналогичные алгебраическим операциям, выполненным ранее (*шаг 1* и *шаг 2*) с уравнениями (III.51)–(III.53).

Шаг 1. Умножим первую строку каждой матрицы из уравнения (III.62) на A_1 и прибавим результат ко второй строке:

$$\begin{array}{c|ccc} & \begin{array}{ccc} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & A_2 & 1 \end{array} & \begin{array}{ccc} 1 & 0 & 0 \\ A_1 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{array} & \begin{array}{c} A_0 + 1 \\ A_1(A_0 + 1) + 1 \\ 1 \end{array} \\ \hline I & & & \\ C & & & \end{array}$$

Шаг 2. Умножим вторую строку на A_2 и прибавим результат к третьей строке:

$$\begin{array}{c|ccc} & \begin{array}{ccc} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{array} & \begin{array}{ccc} 1 & 0 & 0 \\ A_1 & 1 & 0 \\ A_2A_1 & A_2 & 1 \end{array} & \begin{array}{c} A_0 + 1 \\ A_1(A_0 + 1) - 1 \\ A_2A_1(A_0 + 1) + A_2 + 1 \end{array} \\ \hline I & & & \\ C & & & \end{array} \quad (\text{III.63})$$

Проведенные операции превращают матрицу A в единичную, а единичную матрицу — в обратную, что можно доказать, перемножив преобразованные матрицы I и A [см. уравнение (III.61)]:

$$\begin{array}{c|ccc} & \begin{array}{ccc} 1 & 0 & 0 \\ A_1 & 1 & 0 \\ A_2A_1 & A_2 & 1 \end{array} & \begin{array}{ccc} 1 & 0 & 0 \\ -A_1 & 1 & 0 \\ 0 & -A_2 & 0 \end{array} & \begin{array}{c} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{array} \\ \hline I & & & \\ C & & & \end{array} \quad (\text{III.64})$$

Преобразованную матрицу C можно представить в виде $A^{-1}C$, что доказывается применением правила умножения:

$$\begin{array}{c|ccc} & \begin{array}{ccc} 1 & 0 & 0 \\ A_1 & 1 & 0 \\ A_2A_1 & A_2 & 1 \end{array} & \begin{array}{c} A_0 + 1 \\ 1 \\ 1 \end{array} & \begin{array}{c} A_0 + 1 \\ A_1(A_0 + 1) + 1 \\ A_2A_1(A_0 + 1) + A_2 + 1 \end{array} \\ \hline I & & & \\ C & & & \end{array} \quad (\text{III.65})$$

Следует отметить, что матрица $A^{-1}C$ соответствует массиву чисел правой части уравнений (III.48)–(III.50).

Обратная матрица A^{-1} используется для получения Z_1 , Z_2 и Z_3 следующим образом.

Умножим обе части уравнения (III,59) на A^{-1} :

$$A^{-1}AZ = A^{-1}C \quad (\text{III},66)$$

Поскольку $A^{-1}A = I$, то уравнение (III,66) можно упростить:

$$IZ = A^{-1}C \quad (\text{III},67)$$

Однако $IZ = Z$, тогда

$$Z = A^{-1}C \quad (\text{III},68)$$

что соответствует матрице:

$$\begin{vmatrix} Z_1 \\ Z_2 \\ Z_3 \end{vmatrix} = \begin{vmatrix} A_0 + 1 \\ A_1(A_0 + 1) + 1 \\ A_2A_1(A_0 + 1) + A_2 + 1 \end{vmatrix} \quad (\text{III},69)$$

Если две матрицы равны, то и соответствующие элементы их также равны. Следовательно, получаем решение, даваемое уравнением (III,48) — (III,50).

Методика Льюиса и Матисона

Методика Льюиса и Матисона отличается тем, что в качестве независимых переменных выбирается распределение каждого компонента между дистиллятом и кубовым продуктом *. Выбор независимых переменных произволен, как это уже было показано в главе I при рассмотрении уравнения (I,5), поэтому обе методики (Тиле — Геддеса и Льюиса — Матисона) имеют одинаковые права на существование.

Если для простой колонны берут исходные данные, аналогичные ранее упомянутым данным методики Льюиса и Матисона, то потарелочные расчеты проводят сверху вниз до тарелки питания, исходя из принятого распределения продуктов. Потарелочная методика расчета заключается в попарном применении уравнений материального баланса и уравнений равновесия с определением температур кипения или точки росы. Если количества компонента в жидкости на тарелке питания, полученные в результате расчетов по колонне сверху вниз, согласуются по каждому компоненту с данными, полученными при осуществлении расчетов снизу вверх, то расчет проводят, исходя из предполагаемого распределения продуктов. В противном случае, первоначальное допущение можно проверить сравнением количеств компонента в паре, отходящем с тарелки питания.

* В отечественной литературе аналогичные методики называют также расчетом по способу «от тарелки к тарелке». — Прим. ред.

ТАБЛИЦА 11

Решение примера III-1 по методике Льюиса и Матисона

Расчеты укрепляющей секции (начало расчета)

Nº компонента	DX_{Di}^*	$\frac{DX_{Di}}{V}$	$\frac{y_{1i}}{\alpha_i}$ ($y_{1i} = X_{Di}$)	$x_{1i} = \frac{y_{1i}/\alpha_i}{\sum y_{1i}/\alpha_i}$	$\frac{Lx_{1i}}{V}$
1	10,718757	0,10718757	0,21437513	0,39804912	0,19902455
2	18,694326	0,18694326	0,18694326	0,3471195	0,17355697
3	20,586919	0,20586919	0,13724613	0,25483693	0,12741846

Расчеты укрепляющей секции (продолжение расчета)

Nº компонента	$y_{2i} = \frac{Lx_{1i}}{V} + \frac{DX_{Di}}{V}$	$\frac{y_{2i}}{\alpha_i}$	$x_{2i} = \frac{y_{2i}/\alpha_i}{\sum y_{2i}/\alpha_i}$	Vy_{2i}	$\frac{v_{2i}}{d_i} = \frac{Vy_{2i}}{DX_{Di}}$
1	0,30621213	0,30621213	0,5124391	30,621213	2,8567877
2	0,36050023	0,18025012	0,30164449	36,0500123	1,9283938
3	0,33328766	0,11109589	0,18591645	33,328766	1,6189293

Расчеты исчерпывающей секции (начало расчета)

Nº компонента	$Bx_{Bi} = \frac{FX_i - DX_{Di}}{B}$	$\alpha_i x_{Bi}$	$y_{4i} = \frac{\alpha_i x_{Bi}}{\sum \alpha_i x_{Bi}}$	$\frac{Bx_{Bi}}{L}$	$\frac{Vy_{4i}}{L}$
1	0,45162486	0,45162486	0,25025305	0,15054162	0,16683870
2	0,29211348	0,58422696	0,32373661	0,97371160	0,21582441
3	0,25626162	0,76876486	0,42600534	0,08542054	0,28400356

Расчет исчерпывающей секции (продолжение расчета)

Nº компонента	$x_{3i} = \frac{Vy_{4i}}{L} + \frac{Bx_{Bi}}{L}$	$y_{3i} = \frac{\alpha_i x_{3i}}{\sum \alpha_i x_{3i}}$	$\frac{Vy_{3i}}{L}$	$x_{2i} = \frac{Vy_{3i}}{L} + \frac{Bx_{Bi}}{L}$	$\alpha_i x_{2i}$
1	0,31738032	0,15466547	0,1031103	0,25365193	0,25365193
2	0,62639114	0,30525232	0,20350155	0,30087271	0,60174542
3	1,1082723	0,54008219	0,36005480	0,44547534	1,33642609
	2,0520438				2,19182337

Расчет исчерпывающей секции (продолжение расчета)

Nº компонента	$y_{2i} = \frac{\alpha_i x_{2i}}{\sum \alpha_i x_{2i}}$	$\frac{b_i}{d_i} = \frac{(v_{2i}/d_i)}{v_{2i}/b_i}$	$d_i = \frac{FX_i}{1+b_i/d_i}$	$X_{Di} = \frac{d_i}{\sum d_i}$	DX_{Di} (для 2-го приближения)
1	0,11572645	5,57433647	5,0651499	0,10910691	5,4553455
2	0,2745410	1,02591202	16,437042	0,35406549	17,703275
3	0,60973254	0,34020608	24,921540	0,53682760	26,841380

* Первое приближение принято с учетом того, что дистиллят имеет состав, полученный после 1-го приближения по методике Тиле и Геддеса.

ТАБЛИЦА 12

Решение примера III-1 по методике Льюиса и Матисона
с простыми итерациями

№ парелки	№ приближения		
	1	2	3 *
Рассчитанные значения K_b			
0	0,455	0,412	0,414
1	0,539	0,465	0,468
2	0,598	0,509	0,512
3	0,487	0,559	0,553
4	0,554	0,635	0,630
D^{**}	46,42	50,30	49,96

* Все значения K_b были одинаковы до восьмого знака после 8-го приближения.

** Величина D вычислена.

Для иллюстрации принципов расчета по методике Льюиса и Матисона¹ приведено решение примера III-1 (табл. 11 и 12). Для начала вычислений взят состав дистиллята, полученный при расчете по методике Тиле и Геддеса после первого приближения.

С учетом относительных летучестей получены следующие константы ведущих компонентов.

Для укрепляющей секции

$$K_{1b} = 0,53856452$$

$$K_{2b} = 0,59755814$$

Для исчерпывающей секции

$$K_{4b} = 0,55412816$$

$$K_{3b} = 0,4873903$$

$$K_{2b} = 0,45624114$$

В дальнейшем значение $D X_{(D)}$ рассчитывают, исходя из заданной величины D , а соответствующее значение Bx_{B_1} — по общему материальному балансу. Изучение результатов (см. табл. 11), полученных после первого приближения, показывает, что сделанное допущение в отношении значений состава дистиллята было неправильно. Льюис и Матисон¹, а также Робинсон и Джиллиленд⁷ предложили способ отбора правильных значений X_D . Другие методики приведены в следующей главе.

Основные принципы использования способа простых итераций в методике Льюиса и Матисона разработаны Листером и др.⁸ Хотя эта методика не была достаточно широко проверена, тем не менее ее применение дало удовлетворительную сходимость для примера III-1. Данный пример иллюстрирует применимость простых итераций для проведения последовательных приближений по методике Льюиса и Матисона, а также Тиле и Геддеса.

Ниже приведено описание сочетания методики расчета Льюиса и Матисона со способом простых итераций.

Расчеты начинают с верха колонны и продолжают до тарелки питания, основываясь на принятом ряде значений $X_{D,i}$, и получают ряд значений для $\bar{y}_{f,i}$. Умножение каждого значения на \bar{V}_f дает $\bar{v}_{f,i}$, затем определяют величины $\bar{v}_{f,i}/d_i$. Аналогично можно вычислить значение для $v_{f,i}/b_i$, исходя из результатов, полученных при проведении расчетов с низа колонны до тарелки питания. В случае подачи жидкого питания при температуре точки кипения значение b_i/d_i , рассчитанное по способу простых итераций, будет следующим:

$$\frac{b_i}{d_i} = \frac{\bar{v}_{f,i}/d_i}{\bar{v}_{f,i}/b_i} \quad (III,70)$$

Величину d_i определяют по уравнению (III,19). Состав дистиллята для следующего приближения рассчитывается по формуле

$$X_{D,i} = \frac{d_i}{\sum_{i=1}^c d_i} \quad (III,71)$$

Исходя из заданных величин D и $X_{D,i}$, определяемых по уравнению (III,71), находят значение $DX_{D,i}$ для следующего приближения; соответствующее значение $Bx_{B,i}$ получают с учетом общего материального баланса:

$$Bx_{B,i} = FX_i - DX_{D,i} \quad (III,72)$$

Следует рассмотреть возможность получения при расчетах отрицательного значения для $Bx_{B,i}$. В этом случае предлагается брать значение $Bx_{B,i}$, равное b_i , которое вычисляют по уравнениям (III,70) и (III,19).

В заключение автор хочет предупредить читателя против преждевременных оценок относительно сходимости или быстроты сходимости расчета по методикам Тиля и Геддеса, Льюиса и Матисона и способу простых итераций. Аналитически не было показано, что условия, которые приведены в главе I для сходимости при простых итерациях, удовлетворительны. Поэтому нельзя предполагать, что указанные методики дадут сходимость для всех примеров, основываясь на факте сходимости только одного примера.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

A, C, Z — матрицы.

A_{ji} — фактор абсорбции для j -той тарелки и i -того компонента.

b_i — количество i -того компонента в кубовом продукте, моль.

B — количество кубового продукта, моль.

c — общее число компонентов.

d_i — количество i -того компонента в дистилляте, моль.

D — количество дистиллята, моль.

f — номер тарелки питания.

F — количество поступающего питания, моль.

K_{ji} — константа Генри ($y = Kx$) для i -того компонента при температуре j -той тарелки.

l_{ji} — количество компонента в жидкости, стекающей с j -той тарелки, моль.

$l_{f-1, i}$ — количество i -того компонента в жидкости, поступающей на f -тую тарелку, моль.

l_{Fi} — количество i -того компонента в жидкой части питания, моль.

L_j — поток жидкости, стекающей с j -той тарелки, моль.

L_{f-1} — поток жидкости, поступающей на тарелку питания ($\bar{L}_{f-1} = L_{f-1} + L_F$).

L_F — общий поток жидкой части питания, моль; для пароохлажденного питания и жидкости при температуре кипения $L_F = F$, для перегретого питания и пара при точке росы $L_F = 0$.

N — общее число тарелок в колонне, тарелки нумеруются сверху вниз, т. е. верхняя тарелка обозначается цифрой 1, тарелка над кипятильником (над кубом) — N , кипятильник — $(N+1)$.

S_{ji} — фактор отпарки для i -того компонента и j -той тарелки.

v_{ji} — количество i -того компонента в паре, отходящем с j -той тарелки, моль.

$v_{j,i}$ — количество i -того компонента в паре, поступающем на $(f-1)$ -ю тарелку, моль.

$v_{F,i}$ — количество i -того компонента в паре питания.

V_j — поток пара питания, покидающий j -тую тарелку, моль.

V_F — поток пара питания; для жидкости при температуре кипения и охлажденного питания $V_F = 0$, а для пара при температуре точки росы и перегретого питания $V_F = F$.

\bar{V}_f — поток пара, поступающий на $(f-1)$ -ю тарелку ($\bar{V}_f = V_f - V_F$).

x_{Bi} — мольная доля i -того компонента в кубовом остатке.

x_{Fi} — мольная доля i -того компонента в жидкой части питания.

x_{ji} — мольная доля компонента i в жидкости, стекающей с тарелки j .

X_{Di} — мольная доля i -того компонента i в дистилляте независимо от состояния, в котором он отводится.

X_i — общая мольная доля i -того компонента в общем питании F .

y_{Fi} — мольная доля i -того компонента в паре питания.

y_{ji} — мольная доля компонента i в паре, стекающем с тарелки j .
 a — относительная летучесть отдельных компонентов.

\sum — сумма; $\sum_{i=1}^c$ — сумме $i = 1 - c$.

Φ_i, φ_i — произведение или сумма произведений факторов отпарки; определяется по уравнению (III,31).

Ω_i, ω_i — произведение или сумма произведений факторов извлечения; определяется по уравнению (III,33).

И Н Д Е К С Ы

- b — основной (ведущий) компонент; компонент, для которого $\alpha = 1,0$.
 B — кубовой продукт.
 D — дистиллят.
 f — тарелка питания.
 i — число компонентов, $i = 1 - c$.
 j — число тарелок; для конденсатора $j = 0$, для верхней тарелки $j = 1$, для тарелки питания $j = f$ и для кипятильника $j = N + 1$.

З А Д А Ч И

III-1. Проверить результаты, приведенные в табл. 10, для второго приближения по методике Тиле и Геддеса и способу простых итераций.

III-2. Проверить результаты, приведенные в табл. 12, для второго приближения по методике Льюиса и Матисона и способу простых итераций.

III-3. Показать, какие изменения следует сделать в методиках расчета, если $\alpha = f(T)$, и провести два первых приближения для условий, аналогичных примеру III-1, по методике Тиле и Геддеса, а также Льюиса и Матисона. Кроме того, известны следующие данные:

Компонент	FX_i
изо- C_4	33,3
н- C_4	33,3
изо- C_5	33,4

При сравнении принять каждую температуру для первоначального профиля по методике Тиле и Геддеса, равной температуре, при которой для изобутана величина $K = 1$.

III-4. Многие авторы ^{2, 7, 9, 10} уравнения материального баланса записывали через мольные доли. Показать справедливость следующих уравнений:
для укрепляющей секции

$$\frac{y_{1i}}{X_{Di}} = \frac{L_0}{K_{0i}V_1} + \frac{D}{V_1} \quad (\text{баланс для дефлегматора})$$

$$\frac{y_{ji}}{X_{Di}} = \left(\frac{L_{j-1}}{K_{j-1, i}V_j} \right) \left(\frac{y_{j-1, i}}{X_{Di}} \right) + \frac{D}{V_j} \quad 2 \leq j \leq f-1$$

$$\frac{\bar{y}_{fi}}{X_{Di}} = \left(\frac{L_{f-1}}{K_{f-1, i}\bar{V}_f} \right) \left(\frac{y_{f-1i}}{X_{Di}} \right) + \frac{D}{\bar{V}_f}$$

для исчерпывающей секции

$$\frac{x_{f-1, i}}{x_{Bi}} = \left(\frac{V_f K_{fi}}{\bar{L}_{f-1}} \right) \left(\frac{x_{fi}}{x_{Bi}} \right) + \frac{B}{\bar{L}_{f-1}}$$

$$\frac{x_{ji}}{x_{Bi}} = \left(\frac{V_{j+1} K_{j+1, i}}{L_j} \right) \left(\frac{x_{j+1, i}}{x_{Bi}} \right) + \frac{B}{L_j} \quad f-2 \leq j \leq N+1$$

$$\frac{x_{Ni}}{x_{Bi}} = \left(\frac{V_{N+1} K_{N+1, i}}{L_N} \right) + \frac{B}{L_N} \quad (\text{баланс для кипятильника})$$

III-5. а) Применить формулы, указанные в задаче III-4, для расчета простой колонны в примере III-1.

Преобразовать уравнения, приведенные в задаче III-4, и получить следующие выражения:

$$\frac{y_{2i}}{x_{Di}} = [A_{0i} A_{1i} + A_{1i} + 1] \left(\frac{D}{V_2} \right)$$

б) Показать, что если значение y_{2i}/X_{Di} , вычисленное по уравнениям материального баланса (см. п. «а»), умножить на V_2/D (которые являются исходными условиями задачи), то результат будет равен значению v_{2i}/d_i , полученному по покомпонентным уравнениям материального баланса.

Исходя из уравнений, приведенных в п. «а», получить следующую формулу для X_{Di} :

$$X_{Di} = \left(\frac{1}{D} \right) \left[\frac{FX_i}{1 + (V_2/D)(y_{2i}/X_{Di})(B/V_2)(x_{Bi}/y_{2i})} \right]$$

Значения D , B и V_2 даны в условии примера III-1. Показать, что сумма этих значений X_{Di} не обязательно равна единице.

в) Исходя из уравнений, приведенных в п. «а», принять, что рассчитанное значение b_i/d_i определяется как

$$\frac{b_i}{d_i} = \frac{(V_2/D)(y_{2i}/X_{Di})}{(V_2/B)(y_{2i}/x_{Bi})}$$

Определив b_i/d_i , рассчитывают значение d_i по уравнению (III,19). Кроме того, X_{Di} можно найти по формуле

$$X_{Di} = d_i \left| \sum_{i=1}^c d_i \right|$$

Показать, что найденные значения X_{Di} равны величинам, полученным по формуле в п. «а» после нормализации.

г) Вывести формулу для расчета y_{2i} , исходя из значений y_{2i}/X_{Di} и соответствующего X_{Di} , которые по каждому компоненту будут равны величинам, получаемым по уравнению (III,23).

III-6. Для методик Тиле и Геддеса независимость количеств компонентов от направления расчета можно показать способом, отличным от приведенного в тексте.

а) По уравнениям (III,4), (III,5), (III,19) и (III,25) вывести уравнения (III,6) и (III,7).

б) Написать все независимые уравнения материального баланса, включая общий материальный баланс и уравнения равновесия [уравнения (III,4) и (III,5)], для простой ректификационной колонны и показать, что число неизвестных равно числу уравнений.

III-7. Формулы Амундсона и Понтинена⁹ для колонны, описанной в примере III-1, имеют следующий вид:

$$\begin{aligned} K_{1i} x_{1i} &= X_{Di} \\ L_0 X_{Di} &= (V_1 K_{1i} + L_1) x_{1i} + V_2 K_{2i} x_{2i} = 0 \\ L_1 x_{1i} - (L_2 + V_2 K_{2i}) x_{2i} + V_3 K_{3i} x_{3i} &= -F X_i \\ L_2 x_{2i} - (L_3 + V_3 K_{3i}) x_{3i} + V_4 K_{4i} x_{4i} &= 0 \\ L_3 x_{3i} - (B + V_4 K_{4i}) x_{4i} &= 0 \end{aligned}$$

Показать, что нормализованные мольные доли, рассчитанные по этим уравнениям, равны значениям, получаемым по уравнениям (III,4)–(III,11), (III,19) и (III,24).

III-8. Вывести уравнения, необходимые для описания простой колонны [уравнения (III,6)–(III,8) и (III,10), (III,11)], в качестве матричного уравнения. Получить обратную матрицу коэффициентов, т. е. матрицу, содержащую коэффициенты переменных (v_{ji}/d_i и l_{ji}/b_i).

Л И Т Е Р А Т У Р А

1. Lewis W. K., Matheson G. L., Ind. Eng. Chem., 24, 494 (1932).
2. Thiele E. W., Geddes R. L., Ind. Eng. Chem., 25, 289 (1933).
3. Donell J. W., Kenneth Turbin, Chem. Eng., 58, 112 (1951).
4. Aitken A. C., Determinates and Matrices, New York, Interscience Publishers, Inc., 1951.
5. Gass S. I., Linear Programming, New York, McGraw-Hill Book Company, Inc., 1958, p. 12, 27.
6. Stoll R. R., Linear Algebra and Matrix Theory, New York, McGraw-Hill Book Company, Inc., 1952.
7. Robinson C. S., Gilliland E. R., Elements of Fractional Distillation, New York, McGraw-Hill Book Company, Inc., 1952, p. 219.
8. Lyster W. N., Sullivan S. L., jr., Billingsley D. S., Holland C. D., Petrol. Ref., 38, № 6, 221 (1959).
9. Amundson N. R., Pontinen A. J., Ind. Eng. Chem., 50, 730 (1958).
10. Rea H. E. jr., Hanson D. N., Petrol. Ref., 31, № 11, 139 (1952).

МЕТОДЫ СХОДИМОСТИ РАСЧЕТА



Основные идеи различных методов сходимости можно показать на примере расчета процесса в простой колонне, работающей при заданных потоках пара и жидкости. Модификация этих методов для случая, когда потоки в колонне рассчитываются с учетом теплового взаимодействия жидкости и пара, изложены в главе V.

Методы сходимости заключаются в определенном порядке обработки вычисленных значений переменных с целью получения улучшенных (корректированных) значений для следующего приближения, которые более близки к истинным величинам. Если не производится никакой обработки вычисленных значений переменных, способ расчета, как уже указывалось, называют простыми итерациями (см. главу III). При расчете процесса многокомпонентной ректификации применяли тот же подход, что и при рассмотрении алгебраических уравнений (см. главу I). Прежде всего использовали простые итерации, а затем разрабатывали другие методы сходимости.

В настоящей главе описаны некоторые из предложенных методов сходимости. Применение этих методов иллюстрируется решением численных примеров.

θ-Метод сходимости

Листер и др.¹ предложили θ-метод сходимости, который дает удовлетворительные результаты при расчете простых ректификационных колонн. Затем было доказано², что θ-метод можно также использовать для решения задач с различными заданными условиями.

θ-метод можно применять при расчетах как по методике Тиле и Геддеса, так и по методике Льюиса и Матисона³. Следует отметить, что если использование методики Тиле и Геддеса позволяет решать задачи расчета сложных колонн на машинах, то

применение методики Льюиса и Матисона в этом случае может не привести к желаемому результату. Поэтому в последующих главах описывается применение θ -метода сходимости в сочетании с методикой расчета Тиле и Геддеса.

Вывод θ -метода сходимости в сочетании с методикой Тиле и Геддеса. Первоначально θ -метод возник на основании чисто интуитивных соображений, и лишь затем был сделан вывод, основанный на некоторых постулатах. Напомним, что при решении примера III-1 с помощью методики расчета Тиле и Геддеса и способа простых итераций сумма вычисленных значений d_i не равнялась заданному значению D до тех пор, пока не была достигнута сходимость.

Рассмотрим метод обработки вычисленных значений d_i , с целью получения корректированных величин, которые отвечали бы условию материального баланса для каждого компонента и заданному значению D . Следовательно, необходимо, чтобы корректированные значения d_i удовлетворяли одновременно

$$FX_i = (d_i)_{co} + (b_i)_{co} \quad (IV.1)$$

и

$$D = \sum_{i=1}^c (d_i)_{co} \quad (IV.2)$$

Отметим, что существует бесконечно большой набор значений $(b_i)_{co}$ и $(d_i)_{co}$, удовлетворяющих одновременно уравнениям (IV.1) и (IV.2). θ -Метод предоставляет способ выбора лучшего сочетания этих величин. Для любых заданных значений L/V и температур можно рассчитать отношения b_i/d_i , которые ниже обозначаются индексом «*ca*». Эти b_i/d_i содержат все неувязки, имеющиеся на данном шаге приближений. Кроме этого, имеются и другие значения b_i/d_i , которые являются решением задачи. Соотношение между указанными величинами можно записать в виде

$$\left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{co} = \theta_i \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca} \quad (IV.3)$$

Значения θ_i можно вычислить по уравнению (IV.3), если известны конечное решение и значения $(b_i/d_i)_{ca}$ для любого приближения. Однако для получения решения достаточная информация при определении значений θ_i в уравнении (IV.3) отсутствует. Тем не менее на каждом шаге приближений можно найти единственное значение θ , которое бы удовлетворяло одновременно уравнениям (IV.1) и (IV.2) для всех компонентов. Откорректированные значения b_i/d_i , определяемые из уравнения

$$\left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{co} = \theta \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca} \quad (IV.4)$$

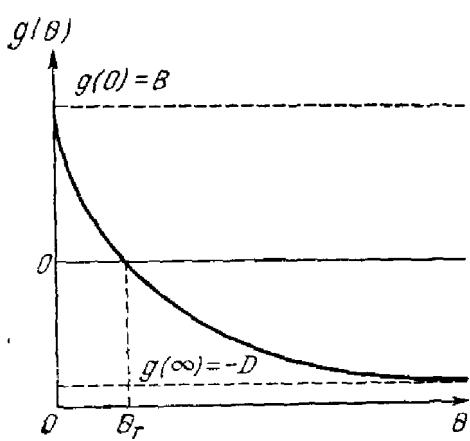


Рис. IV-1. График функции $g(\theta)$ в окрестности положительного корня θ_r .

можно рассматривать как шаг к отысканию истинных значений b_i/d_i .

Формула для расчета θ получена следующим образом. Уравнения (IV,1) и (IV,4) можно решить относительно $(d_i)_{co}$:

$$(d_i)_{co} = \frac{FX_i}{1 + \theta (b_i/d_i)_{ca}} \quad (IV.5)$$

Подставляя выражение (IV,5) в уравнение (IV,2) и сделав преобразования, получают:

$$g(\theta) = \sum_{i=1}^c \frac{FX_i}{1 + \theta (b_i/d_i)_{ca}} - D \quad (IV.6)$$

Искомым значением θ является положительный корень, при котором $g(\theta) = 0$. График функции $g(\theta)$ в окрестности положительного значения корня показан на рис. IV-1. Положительный корень можно определить несколькими способами, два из которых (Ньютона и интерполяции) описаны в главе I. При применении итераций Ньютона необходимо знать первую производную θ :

$$g'(\theta) = - \sum_{i=1}^c \frac{(b_i/d_i)_{ca} FX_i}{[1 + \theta (b_i/d_i)_{ca}]^2} \quad (IV.7)$$

Последовательное применение способа Ньютона (см. главу I) дает искомое значение θ , если первая произвольная величина θ удовлетворяет неравенству $0 \leq \theta \leq \theta_r$. Так как значение $\theta = 0$ является одной из величин, удовлетворяющей этому неравенству, то его можно принимать в качестве первого предположительного значения θ .

Найдя положительный корень $\theta = \theta_r$ и подставляя его значение в уравнение (IV,5), получают корректированные величины для d_i . Улучшенные значения b_i определяют по уравнению

$$(b_i)_{co} = \theta \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} \quad (IV.8)$$

Теоретически $(b_i)_{co}$ можно вычислить по уравнению (IV,1), но на практике лучше пользоваться уравнением (IV,8), так как оно требует более простых арифметических операций (расчетные и корректированные величины имеют один и тот же порядок).

При применении θ -метода сходимости в сочетании с методикой расчета Тиле и Геддеса используют следующие формулы расчета корректированных значений мольных долей:

$$x_{ji} = \frac{(l_{ji}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}}{\sum_{i=1}^c (l_{ji}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}} = \frac{(l_{ji}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}}{\sum_{i=1}^c (l_{ji}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}} \quad (IV,9)$$

$$y_{ji} = \frac{(v_{ji}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}}{\sum_{i=1}^c (v_{ji}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}} \quad (IV,10)$$

Поскольку

$$(b_i)_{ca} = (b_i/d_i)_{ca} (d_i)_{ca} \quad \text{и} \quad (b_i)_{co} = \theta (b_i/d_i)_{ca} (d_i)_{co}$$

то очевидно, что два выражения для x_{ji} , даваемые уравнением (IV,9), эквивалентны.

Учитывая особенности θ -метода (см. главу VI), улучшенные значения температур следует рассчитывать, используя уравнения для температуры кипения и значения x_{ji} . В этом случае удобно применять сочетание методики расчета Тиле и Геддеса и θ -метода (см. решение примера III-1 в главе III). Величины b_i/d_i , полученные после первого приближения (см. глава III, табл. 8), были использованы для расчета значения θ порядка 5,6215101 по уравнению (IV,6).

Ниже приведены составы продуктов разделения, определенные по уравнению (IV,9):

№ компонента	<i>b</i>	<i>d</i>
1	27,764577	5,535423
2	15,224283	18,075717
3	7,011140	26,388860

Указанные составы продуктов разделения дали профиль температур, показанный в табл. 13.

Корректированный температурный профиль применяется для проведения следующего потарелочного расчета колонны.

Уравнения (IV,9) и (IV,10) можно получить, исходя из определения мольной доли (число молей данного компонента в смеси, деленное на общее число молей смеси). Предполагается, что значения V_j и L_j постоянны по колонне. Используя гипотетические промежуточные холодильники (или кипятильники), можно получить различные значения общих потоков пара и жидкости по колонне. В данном случае задача заключается в том, чтобы определить количества компонентов в продуктовых

ТАБЛИЦА 13

Решение примера III-1 при помощи θ -метода и методики расчета Тиле и Геддеса

№ тарелки	№ приближения						
	1	2	3	4	5	6	7
Вычисленные значения K_b							
0	0,41086575	0,41362833	0,41372024	0,41372407	0,41372426	0,41372427	0,41372427
1	0,46121292	0,46719933	0,46738321	0,46739097	0,46739133	0,46739136	0,46739136
2	0,48755212	0,51157089	0,51154290	0,51154505	0,51154520	0,51154523	0,51154522
3	0,55069408	0,55398386	0,55401216	0,55401135	0,55401126	0,55401126	0,55401126
4	0,63770834	0,6311654	0,63095157	0,63094266	0,63094222	0,63094220	0,63094220
D^*	77,667585	49,006364	49,999530	49,999902	49,999993	49,999998	49,999999
	5,6215101	0,94749173	0,99997452	0,99999469	0,99999961	0,99999987	0,99999998

* Величина D вычислена.

потоках, которые удовлетворяют покомпонентному материальному балансу [см. уравнение (IV,1)] и заданному значению D .

Рассмотрим сумму произведений

$$\sum_{i=1}^c \left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right)_{co} (d_i)_{co}$$

Эта сумма выражает величину парового потока, которая не обязательно равна заданной величине V_j , так как два изложенных выше требования, налагаемые на корректированные значения d_i , не включают это условие. Очевидно, если известны значения этой суммы и величины V_j , то можно определить единственный множитель, дающий равенство.

Допустим, что множители σ_j и τ_j определяются как

$$(v_{ji})_{co} = \sigma_j \left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} \quad (IV,11)$$

$$(l_{ji})_{co} = \tau_j \left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right)_{ca} (b_i)_{co} \quad (IV,12)$$

Из приведенных определений множителей σ_j и τ_j следует, что сумма корректированных значений для скоростей пара и жидкости отдельных компонентов равна соответственно V_j и L_j . т. е.

$$V_j = \sigma_j \sum_{i=1}^c \left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} \quad (IV,13)$$

$$L_j = \tau_j \sum_{i=1}^c \left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right)_{ca} (b_i)_{co} \quad (IV,14)$$

Из определения мольной доли следует, что

$$y_{ji} = v_{ji}/V_j \quad \text{и} \quad x_{ji} = l_{ji}/L_j$$

поэтому, используя уравнения (IV,11)–(IV,14), получаем желаемый результат — уравнения (IV,9) и (IV,10).

Соотношение, выраженное уравнением (IV,4), можно также найти, исходя из этих же предпосылок. Для колонны с полным дефлегматором уравнение (IV,12) запишем в следующем виде:

$$(l_{0i})_{co} = \tau_0 (l_{0i} / b_i)_{ca} (b_i)_{co}$$

Умножение обеих частей уравнения на D/L_0 и дальнейшие преобразования дает формулу

$$(b_i)_{co} = (1/\tau_0) (b_i / d_i)_{ca} (d_i)_{co} \quad (IV,15)$$

ТАБЛИЦА 14

Решение примера III-1 по методике расчета Льюиса и Матисона
и θ -метода сходимости

Расчет корректированных значений b_i и d_i θ -методом			
№ компонента	$(b_i/d_i)_{ca}$	$(d_i)_{co} = \frac{FX_i}{1 + \theta(b_i/d_i)_{ca}}$	$(b_i)_{co} = \theta(b_i/d_i)_{co} \cdot (d_i)_{co}$
1	5,57433647	5,931358	27,368642
2	1,025912022	18,007672	15,292328
3	0,34020608	26,060971	7,339029

Значения θ , примененные для решения примера III-1

№ приближения	θ	№ приближения	θ
1	0,82776287	5	0,99999514
2	0,98642404	6	0,99999964
3	0,99902780	7	0,99999996
4	0,99993120		

П р и м е ч а н и е. Исходя из значений b_i/d_i , полученных после первого приближения (см. 1-е приближение, табл. 11), уравнение (IV,6) дает $\theta = 0,82776287$.

Заменяя множитель $1/\tau_0$ на θ , получают уравнение (IV,4).

Ниже приводится другой способ доказательства этого уравнения в более общем виде, включающем и случай, когда колонна снабжена парциальным дефлегматором.

Допустим, что выше дефлегматора существует тарелка $j = -1$, на которой происходит полная конденсация дистиллята. В этом случае уравнение (IV,12) примет вид

$$(d_i)_{co} = \tau_{-1} (d_i/b_i)_{ca} (b_i)_{co} \quad (\text{IV},16)$$

Замена множителя $1/\tau_{-1}$ на θ дает желаемый результат — уравнение (IV,4).

Эту же зависимость можно получить при помощи уравнения (IV,11). Для этого предполагается, что все компоненты полностью испаряются на дополнительной тарелке ($N + 2$), расположенной ниже кипятильника. Такой подход дает равенство $\sigma_{N+2} = 1/\tau_{-1}$. Следовательно, исходные положения, при помощи которых получают выражения для мольных долей, дают также и основную зависимость, выраженную уравнением (IV,4).

Применять θ -метод сходимости можно также в сочетании с методикой расчета Льюиса и Матисона (см. ниже).

Характеристика сходимости θ -метода при сочетании с методикой Тиле и Геддеса. При решении примера III-1 θ -методом было

установлено (см. табл. 13), что множитель θ обеспечивает корректирование значения переменной в желаемом направлении. Выяснив, почему достигается указанная корректировка, можно глубже понять сущность этого метода.

Прежде всего покажем, что при определенных L/V вычисленные значения D имеют такие отклонения от истинного значения (в зависимости от принятого профиля температур), которые можно наблюдать в реальной колонне. Если в среднем принятый температурный профиль будет завышен, то по методике Тиле и Геддеса можно получить значение D выше истинного значения, и наоборот. Это легко показать на численных примерах.

В целях упрощения рассмотрим частный случай, когда питание поступает в колонну в виде насыщенной жидкости. Из уравнения (III,34) следует, что v_{fi}/d_i пропорционально сумме произведений факторов извлечения A_{ji} . Значение A_{ji} обратно пропорционально величине K_{ji} , поэтому количество v_{fi}/d_i уменьшается с возрастанием температурного профиля в укрепляющей секции. Аналогично этому значение v_{fi}/b_i является функцией факторов S_{ji} , которое пропорционально величине K_{ji} . Следовательно, v_{fi}/b_i будет увеличиваться с возрастанием температурного профиля в исчерпывающей секции. Отсюда следует общий вывод, что b_i/d_i уменьшается при увеличении температуры в одной или в обеих секциях колонны. Из уравнения (III,19) ясно, что значение d_i увеличивается при возрастании температурного профиля.

Далее рассмотрим уравнение (IV,6). Если сумма вычисленных значений d_i больше заданного D , то согласно уравнению (IV,6) корнем является положительное значение θ , т. е. $\theta > 1$. Если сумма рассчитанных значений d_i меньше заданного D , то для удовлетворения уравнения (IV,6) требуется положительное значение θ , т. е. $\theta < 1$. Отсюда следует, что если для предыдущего приближения принять слишком низкий температурный профиль, то получим значение $\theta < 1$, а при слишком высоком температурном профиле $\theta > 1$.

Использование корректированных (улучшенных) величин d_i , определенных при значениях $\theta < 1$ и $\theta > 1$, позволяет получить температуры, соответственно более низкие и более высокие, чем при применении простых итераций. Это легко показать, рассмотрев изменение значений d_i при корректировке в зависимости от θ для очень легких и очень тяжелых компонентов. Для легкого компонента величина b_i/d_i очень мала, поэтому уравнение (IV,5) можно свести к

$$(d_i)_{co} \approx FX_i \quad (IV,17)$$

Для тяжелых компонентов величина b_i/d_i очень велика, отсюда

$$(d_i)_{co} \approx \frac{FX_i}{\theta(b_i/d_i)_{ca}} \quad (IV,18)$$

Рассмотрим случай, когда температурный профиль при предыдущем приближении был выше истинного. Этому условию соответствует значение $\theta > 1$. Если исходить из уравнений (IV,17) и (IV,18), то становится очевидным, что формулы для мольных долей на каждой тарелке [уравнения (IV,9) и (IV,10)] дают составы, содержащие меньшую долю тяжелых компонентов в отличие от составов, определенных при помощи простых итераций. Равновесные температуры, рассчитанные по этим составам, оказываются меньше температур, полученных при помощи простых итераций.

Вывод, к которому приводит описанный выше анализ, иллюстрируется сравнением температурного профиля, полученного по способу простых итераций (см. табл. 10), с профилем, рассчитанным при помощи θ -метода (см. табл. 13) в конце первого приближения.

Таким образом, очевидно, что θ -метод обеспечивает корректирование в желаемом направлении. Однако еще не было доказано, что такая коррекция достаточна и дает сходимость для всех задач, хотя в данной задаче и была быстрая сходимость расчета. Практически применение этого метода связано с единственной проблемой — проблемой «раскачки». Причины «раскачки» и пути борьбы с нею приведены в главе V вместе с доказательством того, что θ -метод является методом прямого решения частной задачи, возникающей при работе колонны с полной флегмой.

Сочетание методики расчета Льюиса и Матисона с θ -методом сходимости. Листер и др.⁴ впервые предложили сочетать методику расчета Льюиса и Матисона с θ -методом сходимости. Позднее было исследовано это сочетание с некоторыми изменениями и найдено, что оно дает хорошую сходимость. Расчет колонны проводят при помощи методики Льюиса и Матисона³ (см. пример III-1, табл. 11).

В случае ввода жидкого питания при температуре кипения значения для $(b_i/d_i)_{ca}$ можно вычислить, как показано в табл. 11, при помощи формулы, приведенной в работе.⁴ В действительности эта формула выражает требование о соответствии (или равенстве) паровых потоков (рассчитанных сверху вниз и снизу вверх) для всех компонентов, поступающих на тарелку выше тарелки питания.

Основываясь на рассчитанных таким образом величинах b_i/d_i , при помощи уравнения (IV,6) определяют улучшенные значения b_i/d_i . Эти улучшенные значения b_i и d_i применяют в следующем приближении, проводя потарелочный расчет колонны.

В принципе соответствие (т. е. равенство количеств каждого компонента, рассчитанных сверху вниз и снизу вверх) может устанавливаться по любому сечению колонны. Однако следует избегать формул, которые содержат операцию вычитания при потарелочных расчетах, чтобы исключить возможность получения

отрицательных чисел. Для общего случая ввода питания в любом состоянии требование о соответствии (балансе) по пару для тарелки, расположенной выше тарелки питания, приводит к следующей формуле:

$$\left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca} = \frac{\bar{v}_{fD_i}/d_i}{v_{fB_i}/b_i + v_{F_i}/b_i} \quad (IV.19)$$

Для насыщенного и переохлажденного жидкого питания $v_{F_i} = 0$, а для парового питания $v_{F_i} = FX_i$. Если устанавливать соответствия по жидкости, поступающей на тарелку питания, то общая формула для b_i/d_i при подаче смеси в любом состоянии примет вид

$$\left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca} = \frac{l_{f-1, D_i}/d_i + l_{F_i}/d_i}{l_{f-1, B_i}/b_i} \quad (IV.20)$$

Для насыщенного и переохлажденного жидкого питания $l_{F_i} = FX_i$, а для насыщенного и перегретого парового питания $v_{F_i} = FX_i$. До тех пор, пока не будет достигнута сходимость, каждая из этих формул дает различные значения $(b_i/d_i)_{ca}$. Следовательно, методика Тиле и Геддеса отличается от методики Льюиса и Матисона тем, что дает одни и те же значения b_i/d_i независимо от условий соответствия.

Применение θ -метода для коррекции вычисленных значений b_i/d_i , полученных по методике Льюиса и Матисона и уравнению (IV.19), для примера III-1 показано в табл. 14.

Было изучено применение уравнения (IV.20) для расчета значений $(b_i/d_i)_{ca}$ и установлено, что оно дает более медленную сходимость для примера III-1 (см. табл. 19).

Метод сходимости Харпа — Боннера

Метод сходимости Харпа — Боннера применим в сочетании с методикой расчета Льюиса и Матисона. Данный метод разработал в 1953 г. Харп* и позже проверил и модифицировал Боннер⁵, который использовал его на ранней стадии развития машинных расчетов.

В связи с тем что многие задачи успешно решены при помощи этого метода сходимости, в данной главе даются его вывод и иллюстрация численным примером. При обычном применении методики Льюиса и Матисона расчеты проводят с верха и низа колонны до тарелки питания, исходя из предполагаемого распределения компонентов в продуктевые фракции. Значения концентраций

* Нагр W. M., Head Systems Engineering Group, Humble Oil and Refining Co, Baytown, Texas, 1954

(в мол. долях) для точки ввода питания, получаемые при расчетах сверху вниз, обозначают через x_{fD_i} , а значения, являющиеся результатом проведения расчетов снизу вверх, — через x_{fB_i} . Метод сходимости Харпа—Боннера обеспечивает определение улучшенных значений количеств дистиллята и кубового продукта на основе соответствующих расхождений, возникающих на тарелке питания.

Уравнение (III,36) можно использовать для получения соотношения между x_{fB_i} и значениями x_{B_i} , взятыми в качестве начальных величин для данного приближения. Разделив обе части уравнения (III,36) на S_{f_i} , находим:

$$\frac{l_{f_i}}{b_i} = S_{f-1, i} \dots S_{N+1, i} + S_{f-1, i} \dots S_{Ni} + \dots + S_{f-1, i} + 1 \quad (\text{IV.21})$$

Поскольку $S_{f_i}(l_{f_i}/b_i) = v_{f_i} b_i$, то уравнение (IV,21) можно представить в виде

$$x_{fB_i} = x_{B_i} \gamma_i (T_j, V_j, L_j) \quad (\text{IV.22})$$

Здесь

$$\gamma_i (T_j, V_j, L_j) = \frac{B}{L_f} [S_{f-1, i} \dots S_{N+1, i} + S_{f-1, i} \dots S_{Ni} + \dots + S_{f-1, i} + 1]$$

Таким образом, x_{fB_i} можно рассматривать как функцию x_{B_i} и γ_i . Тогда приращение x_{fB_i} в зависимости от изменения x_{B_i} и γ_i составит:

$$dx_{fB_i} = \left(\frac{\partial x_{fB_i}}{\partial x_{B_i}} \right) dx_{B_i} + \left(\frac{\partial x_{fB_i}}{\partial \gamma_i} \right) d\gamma_i \quad (\text{IV.23})$$

Из уравнения (IV,22) следует, что

$$dx_{fB_i} = (x_{fB_i}/x_{B_i}) dx_{B_i} + x_{B_i} d\gamma_i \quad (\text{IV.24})$$

Первый член в правой части уравнения (IV,24) показывает, как изменяется состав на тарелке питания в зависимости от состава i -того компонента в кубовом остатке при постоянных температурах и мольных потоках по колонне. Второй член показывает влияние изменения γ_i (т. е. профиля температуры и L/V) при постоянном содержании i -того компонента в кубовом продукте. Левый член определяем по уравнению (IV,24), не учитывая изменения второго члена, тогда

$$dx_{fB} = (x_{fB}/x_B) dx_B \quad (\text{IV.25})$$

или

$$\Delta x_{fB} = (x_{fB}/x_B) \Delta x_B \quad (\text{IV.26})$$

В уравнениях (IV,25) и (IV,26) индекс i опускается.

Заметим, что следующие ниже уравнения применимы к любому компоненту, присутствующему в смеси. Аналогично можно легко показать, что при расчете с верха колонны

$$\Delta x_{fD} = (x_{fD}/X_D) \Delta X_D \quad (\text{IV},27)$$

Несоответствие или расхождение (рассогласование) в определении концентрации компонента на тарелке питания обозначим через

$$E = x_{fB} - x_{fD} \quad (\text{IV},28)$$

Допустим, что уравнения (IV,26) и (IV,27) применяют к двум последовательным приближениям, одно из которых только что закончено, а другое должно быть проведено.

Эти два приближения обозначаются индексами I и II. Указанные уравнения примут вид

$$\Delta x_{fB} = x_{fBII} - x_{fBI} \quad (\text{IV},29)$$

$$\Delta x_{fD} = x_{fDI} - x_{fDII} \quad (\text{IV},30)$$

Расхождения для обоих приближений будут соответственно следующими:

$$E_I = x_{fBI} - x_{fDI} \quad (\text{IV},31)$$

$$E_{II} = x_{fBII} - x_{fDII} \quad (\text{IV},32)$$

Понятно, что целью метода сходимости является нахождение таких значений количеств компонента в продуктовых фракциях, которые при следующем приближении дали бы полную увязку баланса для тарелки питания, т. е.

$$E_{II} = 0 \quad (\text{IV},33)$$

Вычитая уравнение (IV,30) из выражения (IV,29), получаем:

$$\Delta x_{fB} - \Delta x_{fD} = x_{fDI} - x_{fBI} \quad (\text{IV},34)$$

Сравнение уравнений (IV,31) и (IV,34) показывает, что

$$\Delta x_{fB} - \Delta x_{fD} = -E_I \quad (\text{IV},35)$$

Заменяя Δx_{fB} и Δx_{fD} на их эквиваленты, даваемые уравнениями (IV,26) и (IV,27), получаем результат:

$$(x_{fB}/x_B) \Delta x_B - (x_{fD}/X_D) \Delta X_D = -E_I \quad (\text{IV},36)$$

Поскольку

$$\Delta x_B = \Delta b/B \quad \Delta X_D = \Delta d/D = -\Delta b/D$$

то уравнение (IV,36) можно решить для Δb :

$$\Delta b_i = -E_i / R_i \quad (\text{IV},37)$$

В уравнении (IV,37) индекс I опущен и добавлен индекс i , чтобы подчеркнуть необходимость такой коррекции для каждого компонента.

Величина R_i определяется следующим образом:

$$R_i = (x_{fB_i}/b_i) + (x_{fD_i}/d_i) \quad (IV,38)$$

где b_i и d_i — количества компонентов, принятые для проведения данного приближения.

Поскольку сумма поправок, вычисленных по уравнению (IV,37), не всегда равна нулю, то ее необходимо привести к нулю, чтобы решить задачу для заданного значения D .

Боннер⁵ предложил следующий порядок применения метода сходимости:

1. Суммировать отдельно положительные и отрицательные поправки, что позволяет получить $\sum \Delta b_i$ (плюс) и $\sum \Delta d_i$ (минус).

2. Применять указанные поправки к компонентам, стремясь уменьшать значение R до тех пор, пока общие положительные или отрицательные поправки не будут равны $\sum \Delta b_i$ (плюс) или $\sum \Delta d_i$ (минус) в зависимости от того, какая из них меньше.

Эти поправки используют при расчете количества компонента для следующего приближения:

$$(\bar{b}_i)_{co} = b_i + \Delta b_i \quad (IV,39)$$

$$(\bar{d}_i)_{co} = d_i + \Delta d_i \quad (IV,40)$$

где b_i и d_i — также принятые значения количеств компонента, которые берутся для данного приближения.

Использование метода сходимости Боннера для решения примера III-1 иллюстрируется данными табл. 15. Значения b_i/d_i (см. 1-е приближение, табл. 11) получены по методике Льюиса и Матисона и откорректированы по уравнению (IV,37).

При применении поправок только по указанным выше уравнениям не всегда получают сходимость до данного значения D .

Боннер⁵ предложил по мере необходимости подправлять значения Δd_i с тем, чтобы предотвратить изменение D при переходах от одного приближения к другому. Один из возможных методов такой корректировки использован при решении примера III-1. Поправки по методу Боннера применяются к каждому компоненту в соответствии с уравнением (IV,40). Затем вычисляется

$$X_{D_i} = \frac{(\bar{d}_i)_{co}}{\sum_{i=1}^e (\bar{d}_i)_{co}} \quad (IV,41)$$

В качестве принятого количества компонента в дистилляте при следующем приближении берут величину $D X_D$, а соответ-

ТАБЛИЦА 15

**Коррекция составов продуктов разделения для примера III-1
методом установления соответствия потоков**

Начало расчета					
№ компонента	$x_2D = \frac{y_2D/\alpha}{\sum y_2D/\alpha}$	d	x_2B	$E = x_2B - x_2D$	$\frac{x_2B}{b}$
1	0,5124391	10,718757	0,25365493	0,25878717	0,011232859
2	0,30164449	18,694326	0,30087271	0,00077178	0,020599714
3	0,18591645	20,586919	0,44547534	0,25955889	0,034767230

Продолжение расчета					
№ компонента	$\frac{x_2D}{d}$	$R = \frac{x_2B}{b} + \frac{x_2D}{d}$	$\Delta b = -E/R = -\Delta d$	$(\bar{d})_{co} = d + \Delta d$	$(\bar{b})_{co} = b + \Delta b$
1	0,047807698	0,59040560	4,3832099	6,335547	26,964453
2	0,016135617	0,03673533	0,02100920	18,673316	14,626683
3	0,0090308049	0,043798035	5,9262679	26,513187 51,522050	6,886813 48,477949

ствующее количество кубового остатка находят из материального баланса. Если получают отрицательные значения b_i , то поправок не делают и прежние значения b_i используют для следующего приближения. Такой способ дал удовлетворительное решение примера III-1 (см. табл. 19).

Сочетание поправок по методу Боннера и θ -метода сходимости. Для дальнейшего усовершенствования корректировки количеств компонентов в продуктах разделения при использовании методики расчета Льюиса и Матисона, а также метода сходимости Боннера, было⁶ предложено применять θ -метод. В этом случае θ -метод позволяет выбрать улучшенные значения d_i , которые отвечают уравнению материального баланса и заданной величине D . Истинные значения $d_i(b_i)$ будут следующим образом относиться к значениям, полученным по методу Боннера:

$$(b_i/d_i)_{co} = \theta (\bar{b}_i/\bar{d}_i)_{co} \quad (IV,42)$$

Величина θ определяется обычным способом по уравнению (IV,6), в котором значения $(b_i/d_i)_{ca}$ заменяются на $(\bar{b}_i/\bar{d}_i)_{co}$.

Отмечено, что использование значений d_i , полученных в результате такого сочетания с θ -методом, значительно увеличило скорость сходимости по сравнению со скоростью сходимости, достигаемой только по методу Боннера. Пример III-1 был решен

ТАБЛИЦА 16

Применение θ -метода для коррекции составов продуктов разделения методом соответствия потоков в районе питания

№ компонента	$(\bar{b}_i/\bar{d}_i)_{co}^*$	$(d_i)_{co} = \frac{FX_i}{1 + \theta (\bar{b}_i/\bar{d}_i)_{co}}$	$(b_i)_{co} = \theta (\bar{b}_i/\bar{d}_i)_{co} (d_i)_{co}$
1	4,2560573	5,9313577	27,368642
2	0,78329325	18,007671	15,292329
3	0,25975047	26,060971	7,3390287

* Исходя из значений b_i/d_i , приведенных в таблице, найдено значение $\theta = 1,841557$ по уравнению (IV,42), которое дало корректированные величины.

при помощи указанного сочетания метода сходимости (табл. 16) с применением поправки к каждому компоненту в соответствии с уравнениями (IV,39) и (IV,40).

Методика Льюиса и Матисона в сочетании с θ -методом сходимости Пайзера

Этот метод аналогичен сочетанию θ -метода сходимости и методики расчета Льюиса и Матисона в том виде, в каком он был предложен Листером и др.⁴. Однако вместо соответствия по одному потоку на тарелке питания, рекомендованного Листером, Пайзер предложил устанавливать соответствие по потоку пара, входящему на тарелку, расположенную выше тарелки питания, и по потоку жидкости, поступающему на тарелку питания. Исходя из этого, значения b_i/d_i определяют следующим образом:

$$\left(\frac{b_i}{d_i}\right)_{ca} = \sqrt{\frac{(\bar{v}_{fD_i}/d_i)(\bar{l}_{f-1, D_i}/d_i)}{(\bar{v}_{fB_i}/b_i)(\bar{l}_{f-1, B_i}/b_i)}} \quad (IV,43)$$

где b_i и d_i — количества i -того компонента в продуктах разделения, взятые для проведения данного приближения.

Индексы D и B показывают, что переменные получены в результате расчетов соответственно по колонне снизу вверх и сверху вниз. Пайзер применил θ -метод для расчета корректированных значений количеств компонентов в продуктах разделения, которые используют при следующем приближении по методике Льюиса и Матисона. Пример III-1 решен также и этим способом (табл. 17 и 19).

Следует подчеркнуть, что уравнение (IV,43) можно обобщить, включив в него аналогичные условия соответствия для тарелок, расположенных выше и ниже тарелки питания. Однако этого делать не рекомендуется, так как могут получаться отрицательные величины.

ТАБЛИЦА 17

Определение значений (b_i/d_i) для примера III-1 после первого приближения по формуле Пайзера⁸

Начало расчета					
№ компонента	d^*	v_2D/d	v_2B/b	x_{1D}	V_2y_2B
1	10,718757	2,8567877	0,5124828	0,39804912	11,572645
2	18,694326	1,9283938	1,8796873	0,34711395	27,45410
3	20,586919	1,6189293	4,7586723	0,25483693	60,973254

Продолжение расчета					
№ компонента	L_1x_{1D}	$\bar{l}_{1D} = L_1x_{1D} + FX_i l_{1D}/d$	$\bar{l}_{1B} = V_2y_2B + b l_{1B}/b$		
1	19,902456	53,202456	4,9634911	34,453888	1,5124893
2	17,3556975	50,6556975	2,7096830	42,0597740	2,8796873
3	12,7418465	45,1418465	2,2443186	73,786335	5,7586725

№ компонента	$\left(\frac{b}{d}\right)_{ca} = \sqrt{\frac{\bar{v}_f D/d (\bar{l}_{f-1}, D/d)}{(\bar{v}_f B/b) (\bar{l}_{f-1}, B/b)}}$	$\theta = 0,8865394 (b_i/d_i)_{co}$	$(d)_{co}$	$(b)_{co}$
1	4,2770473	3,9791833	6,9993235	26,3506765
2	0,98252048	0,87105738	17,7974225	15,5025775
3	0,36388289	0,32260182	25,253254	8,1467460

* Значения d , b , v_2D/d , v_2B/b , x_{1D} и V_2y_2B взяты из табл. III-4. Значения l_{1D}/d и l_{1B}/b необходимы для применения формулы Пайзера.

При решении примера III-1 по методике расчета Льюиса и Матисона в качестве начальных величин были приняты достаточно хорошие значения b_i и d_i . Пайзер¹ утверждает, что никаких особых соображений при выборе исходных величин не требуется. Однако он рекомендует брать для дистиллята и кубового продукта (остатка) соответственно заниженные количества очень легкого и очень тяжелого компонентов. Пайзер сам применял величины порядка 10^{-24} моль/ч.

Релаксационная методика расчета

Практически эта методика, предложенная Розе и др.⁷, основана на уравнениях, записываемых для нестационарных условий, но имеет своей целью расчет процесса в установившемся состоянии. Затем было установлено⁶, что данная методика обладает

слишком малой скоростью сходимости, чтобы иметь практическую ценность, поэтому предложены способы увеличения скорости сходимости. В настоящей главе рассматривается методика релаксации в своем первоначальном и модифицированном видах. Так как методика расчетов, предложенная Розе и др.⁷, резко отличается от методик расчета Льюиса и Матисона³, а также Тиле и Геддеса⁸, то ее можно было бы целиком изложить в главе III, если не учитывать, что в данном случае эта методика и метод сходимости тесно связаны между собой.

В случае неустановившегося состояния закон сохранения массы принимает вид:

$$\text{Вход} - \text{Выход} = \text{Накопление} \quad (\text{IV},44)$$

Если уравнение справедливо для любого i -того компонента на любой j -той тарелке, удобно рассматривать процесс применительно к отрезку времени Δt ; члены «вход» и «выход» в уравнении (IV,44) обозначают число молей i -того компонента, соответственно поступающих на j -тую тарелку и покидающих ее в течение промежутка времени Δt . «Накопление» определяют как разность этих количеств молей i -того компонента на j -тую тарелку за период Δt .

Приводимые ниже уравнения применимы к любому i -тому компоненту. Индекс i в данном случае опускается в целях упрощения условных обозначений. Тарелка j выбирается так, чтобы $V_j = \bar{V}_j$, а $L_j = \bar{L}_j$, т. е. в этом случае никакой поток в окрестности j -той тарелки не должен входить или выводиться оттуда. Тогда за время Δt найдем:

вход i -того компонента на j -тую тарелку

$$\int_t^{t+\Delta t} L_{j-1} x_{j-1} dt + \int_t^{t+\Delta t} V_{j+1} y_{j+1} dt \quad (\text{IV},45)$$

выход i -того компонента с j -той тарелки

$$\int_t^{t+\Delta t} V_j y_j dt + \int_t^{t+\Delta t} L_j x_j dt \quad (\text{IV},46)$$

Из определения «накопления» следует, что накопление i -того компонента на j -той тарелке за время Δt равно

$$U_j x_j|_{t+\Delta t} - U_j x_j|_t \quad (\text{IV},47)$$

где U_j — количество молей жидкости, удерживаемой на j -той тарелке, моль.

В материальном балансе не учитывается удерживаемое [количество пара (в молях), так как обычно оно мало по сравнению с удерживаемым количеством жидкости. Для получения окончательного уравнения необходимо использовать две теоремы

вычислительной математики: о средней величине подынтегральной функции³ и Лагранжа. Согласно первой теореме

$$\int_a^b f(x) dx = [f(x)]_m (b-a) \quad (\text{IV},48)$$

Для функции $f(x)$ берется ее среднее значение при некоторой величине x , лежащей между $x = a$ и $x = b$. Геометрически величины $[f(x)]_m$ и $(b-a)$ образуют две стороны прямоугольника (рис. IV-2). Уравнение (IV,48) показывает, что средняя ордината соответствует такому значению $f(x)$, которое дает прямоугольник, равновеликий площади под кривой C (от $x = a$ до $x = b$).

Теорема Лагранжа⁹ определяет следующую зависимость между величиной функции для $x + \Delta x$ и ее значением для x :

$$f(x)|_{x+\Delta x} = f(x)|_x + \Delta x f'(x)|_{x+\varepsilon \Delta x} \quad (\text{IV},49)$$

Здесь $0 < \varepsilon < 1$.

При геометрическом выражении этой теоремы между x и $x + \Delta x$ получается точка на кривой C (для $x + \varepsilon \Delta x$), через которую проходит линия тангенса, параллельная хорде AB (рис. IV-3). Затем при помощи выражения (IV,48) уравнения (IV,45) и (IV,46) упрощаются:

$$\text{Вход} = (L_{j-1}x_{j-1})_m \Delta t + (V_{j+1}y_{j+1})_m \Delta t \quad (\text{IV},50)$$

$$\text{Выход} = (V_j y_j)_m \Delta t + (L_j x_j)_m \Delta t \quad (\text{IV},51)$$

Учитывая первую теорему уравнение (IV,47) можно записать:

$$\text{Накопление} = U_j x_j \Big|_t + \Delta t \frac{d(U_j x_j)}{dt} \Big|_{t+\varepsilon \Delta t} - U_j x_j \Big|_t \quad (\text{IV},52)$$

Отметим, что уравнения (IV,50)–(IV,52) верны для любого значения Δt , поскольку выражения (IV,48) и (IV,49) пригодны для любого значения Δt .

Подставляя уравнения (IV,50)–(IV,52) в выражение (IV,44), находят:

$$\begin{aligned} (L_{j-1}x_{j-1})_m + (V_{j+1}y_{j+1})_m - (V_j y_j)_m - (L_j x_j)_m = \\ = U_j \frac{dx_j}{dt} \Big|_{t+\varepsilon \Delta t} + x_j \frac{dU_j}{dt} \Big|_{t+\varepsilon \Delta t} \end{aligned} \quad (\text{IV},53)$$

Причем множитель Δt сокращается.

Переходя к пределу при Δt , стремящемуся к нулю, получают дифференциальное уравнение, где каждый член отвечает мгновенному значению. Розе⁷ высказал предположение, что количество

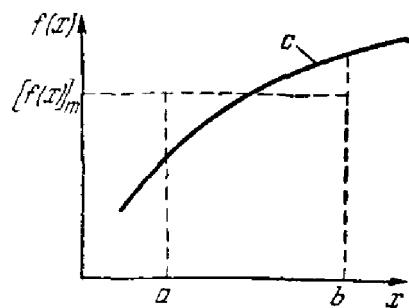


Рис. IV-2. Графическая интерпретация теоремы о среднем значении подынтегральной функции.

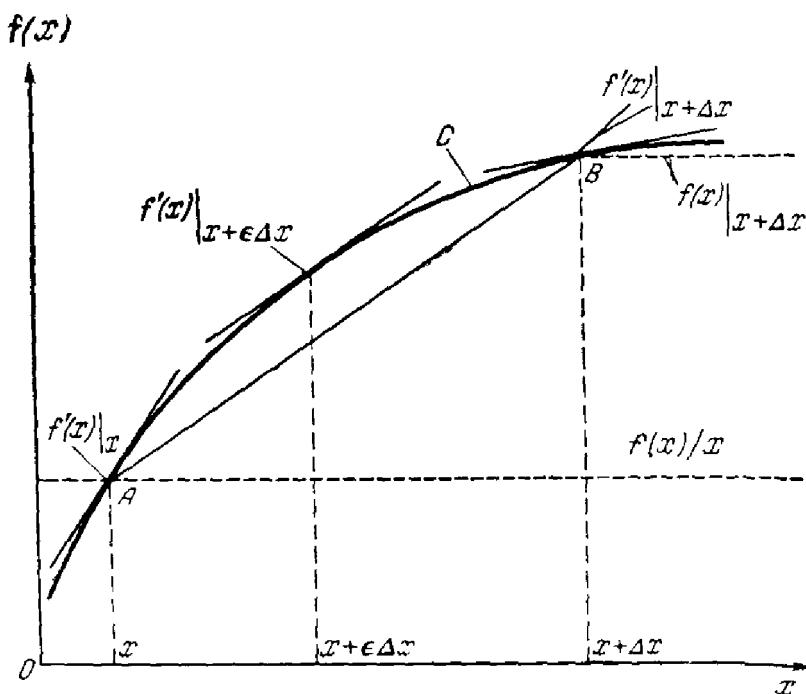


Рис. IV-3. Графическая интерпретация теоремы Лагранжа.

жидкости, удерживаемое на каждой тарелке, с течением времени не изменяется, следовательно

$$L_{j-1}x_{j-1} + V_{j+1}y_{j+1} - V_jy_j - L_jx_j = U_j (dx_j/dt) \quad (IV.54)$$

Если все потоки и составы на тарелках колонны при времени t известны, то по уравнению (IV.54) можно вычислить значение производной по t . Розе применил это значение производной для расчета состава на j -той тарелке при $t + \Delta t$. Вообще мольная доля на j -той тарелке при $t + \Delta t$ на основании теоремы Лагранжа составляет:

$$x_j|_{t+\Delta t} = x_j|_t + \Delta t \frac{dx_j}{dt}|_{t+\frac{\Delta t}{2}} \quad (IV.55)$$

Выше уже указывалось, что Розе предположил следующее равенство:

$$\frac{dx_j}{dt}|_{t+\frac{\Delta t}{2}} = \frac{dx_j}{dt}|_t \quad (IV.56)$$

Из рис. IV-3 видно, что это предположение приводит к допущению о линейном изменении величины x_j за период от t до $t + \Delta t$. Объединяя уравнения (IV.55) и (IV.56), получим:

$$x_{j,t+1} = x_{j,t} + \Delta t (dx_{j,t}/dt) \quad (IV.57)$$

где для удобства обозначения индекс $t + \Delta t$ заменен на $(t + 1)$. Уравнения (IV.54) и (IV.57) являются основными уравнениями методики, предложенной Розе и др.⁷. По уравнению (IV.54) и начальным значениям составов на каждой тарелке, в том числе

и на тарелке питания, можно получить значение $dx_j, t / dt$ для каждого компонента на каждой тарелке [на практике уравнения для тарелки питания, дефлегматора и кипятильника несколько отличаются от уравнения (IV,54)]. Исходя из этих данных и предварительно выбранного временного интервала Δt , по уравнению (IV,57) вычисляют составы для времени $(t + \Delta t)$. Найденные значения x применяют для расчета температуры на каждой тарелке за период $(t + \Delta t)$ в соответствии с обычной методикой расчета по температуре кипения. При помощи этой методики можно также получить составы пара за тот же период $(t + \Delta t)$.

Вычисленные составы пара и жидкости принимают в качестве исходных значений для второго шага по времени. Методику повторяют до тех пор, пока не определят неизменный во времени состав для каждой тарелки. Если общие потоки переменны, их значения можно рассчитать в конце каждого приближения на основе тепловых балансов (см. главу V).

Было предложено несколько модификаций этой методики, направленных на увеличение скорости сходимости. В частности, по его мнению, вместо уравнения (IV,56) следует применять выражение

$$\frac{dx_j}{dt} \Big|_{t+\Delta t} = \frac{dx_j}{dt} \Big|_t + \beta \left[\frac{dx_j}{dt} \Big|_{t+\Delta t} - \frac{dx_j}{dt} \Big|_t \right] \quad (\text{IV},58)$$

При условии $0 \leq \beta \leq 1$.

Болл отмечал, что при $\beta > 1/2$ можно брать любое значение Δt ; как правило, он использовал величину $\beta = 1$. Именно это значение β применяется при выводе уравнений, предложенных Боллом. Аналогично выводятся уравнения для других значений β .

При $\beta = 1$ уравнение (IV,58) упрощается:

$$\frac{dx_j}{dt} \Big|_{t+\Delta t} = \frac{dx_j}{dt} \Big|_{t+\Delta t} \quad (\text{IV},59)$$

Уравнение (IV, 59) выражает тангенс угла наклона касательной к функции x_j в конце приращения времени Δt . Комбинируя эту величину с уравнением (IV,55), получим:

$$x_{j, t+1} = x_{j, t} + \Delta t \frac{dx_{j, t+1}}{dt} \quad (\text{IV},60)$$

Подставим значение dx_j/dt при $t + \Delta t$, найденное по уравнению (IV,54), в выражение (IV,60) и после преобразований найдем:

$$\begin{aligned} & \left(\frac{-\Delta t L_{j-1}}{U_j} \right) x_{j-1, t+1} + \left(\frac{\Delta t V_j K_{j, t+1}}{U_j} + 1 + \frac{\Delta t L_j}{U_j} \right) x_{j, t+1} + \\ & + \left(\frac{-\Delta t V_{j+1} K_{j+1, t+1}}{U_j} \right) x_{j+1, t+1} = x_{j, t} \end{aligned} \quad (\text{IV},61)$$

Если принять, что

$$K_{j,t+1} = K_{j,t} \quad (IV,62)$$

то можно определить коэффициент для любого значения x в уравнении (IV,61) и получить уравнение для неизвестных $x_{j-1,t+1}$, $x_{j,t+1}$ и $x_{j+1,t+1}$. Аналогично выводят уравнения для каждой тарелки колонны, поэтому для каждого компонента можно записать следующую систему уравнений:

$$\left. \begin{array}{l} A_0x_0 + B_0x_1 = D_0 \\ A_1x_0 + B_1x_1 + C_1x_2 = D_1 \\ A_2x_1 + B_2x_2 + C_2x_3 = D_2 \\ \dots \dots \dots \\ A_Nx_{N-1} + B_Nx_N + C_Nx_{N+1} = D_N \\ A_{N+1}x_N + B_{N+1}x_{N+1} = D_{N+1} \end{array} \right\} \quad (IV,63)$$

где A , B , C и D — коэффициенты и константы, структура которых соответствует уравнению (IV,61).

Для колонны с N тарелками, дефлегматором и кипятильником получают систему из $(N + 2)$ уравнений с $(N + 2)$ неизвестными. Выше (см. главу III), рассматривался способ решения таких уравнений при помощи матриц. Для решения уравнений этого типа была предложена специальная методика Граббе¹⁰.

Вводя обозначения

$$f_0 = C_0/B_0 \quad g_0 = D_0/B_0 \quad (IV,64)$$

вычисляют

$$f_k = \frac{C_k}{B_k - A_k f_{k-1}} \quad g_k = \frac{D_k - A_k g_{k-1}}{B_k - A_k f_{k-1}} \quad (IV,65)$$

для $k = 1, 2, \dots, N + 1$.

Затем определяют значение x как

$$x_{N+1} = g_{N+1} \quad (IV,66)$$

и

$$x_k = g_k - f_k x_{k+1}$$

для

$$k = N, N-1, N-2, \dots, 0$$

Иллюстрацией данной методики служит расчет первого приближения в примере III-1.

Ниже приведены уравнения для определения коэффициентов и констант в этом примере:

$$B_0x + C_0x_1 = D_0$$

$$A_1x_0 + B_1x_1 + C_1x_2 = D_1$$

$$A_2x_1 + B_2x_2 + C_2x_3 = D_2$$

$$A_3x_2 + B_3x_3 + C_3x_4 = D_3$$

$$A_4x_3 + B_4x_4 = D_4$$

$$B_0 = \frac{\Delta t L_0}{U^*} + 1 + \frac{\Delta t D}{U} \quad B_1 = \frac{\Delta t L_1}{U} + 1 + \frac{\Delta t V_1 K_{1,t}}{U}$$

$$C_0 = \frac{-\Delta t V_1 K_{1,t}}{U} \quad C_1 = \frac{-\Delta t V_2 K_{2,t}}{U}$$

$$D_0 = x_{0,t} \quad D_1 = x_{1,t} \quad A_2 = \frac{-\Delta t L_1}{U} \quad A_1 = \frac{-\Delta t L_0}{U}$$

$$B_2 = \frac{\Delta t V_2 K_{2,t}}{U} + 1 + \frac{\Delta t L_2}{U} \quad C_2 = \frac{-\Delta t V_3 K_{3,t}}{U} \quad ; \quad C_3 = \frac{-\Delta t V_4 K_{4,t}}{U}$$

$$D_2 = x_{2,t} + \frac{\Delta t F X}{U} \quad D_3 = x_{3,t} \quad A_4 = \frac{-\Delta t L_3}{U}$$

$$A_3 = \frac{-\Delta t L_2}{U} \quad B_4 = \frac{\Delta t V_4 K_{4,t}}{U} + 1 + \frac{\Delta t B}{U}$$

$$B_2 = \frac{\Delta t L_3}{U} + 1 + \frac{\Delta t V_3 K_{3,t}}{U} \quad D_4 = x_{4,t}$$

Решение уравнений по этой методике¹⁰ показано в табл. 18. Порядок величин, характеризующих приращение времени Δt и количество удерживаемой жидкости U_f , аналогичен порядку величин, предложенных Розе и др.⁷ В результате каждого приближения вычисляют значения b_i и d_i , исходя из которых при помощи θ -метода сходимости определяют улучшенные значения потоков, соответствующие материальному балансу и заданному значению D .

Болл⁶ указывал, что θ -метод значительно убывает сходимость модифицированной методики релаксации, при этом сумма x_j не приводится к единице. В принципе можно использовать два способа для получения значений x_j , дающих в сумме единицу.

ТАБЛИЦА 18

Первое приближение в расчете примера III-1 методом релаксации
(в модификации Болла¹⁾)

Определение констант									
№ компонента	X_i	α_1	$\alpha_1 X_i$	$K_i = \alpha_i K_b$	B_0	C_0	D_0	A_1	B_1
1	0,333	1	0,333	0,49975012	1,10	-0,049975012	0,333	-0,05	1,0999750
2	0,333	2	0,666	0,99950024	1,10	-0,099950024	0,333	-0,05	1,1499500
3	0,334	3	1,002	1,4992504	1,10	-0,14992504	0,334	-0,05	1,1999250

Определение констант (продолжение)									
№ компонента	C_1	D_1	A_2	B_2	C_2	D_2	A_3	B_3	
1	-0,04997012	0,333	-0,05	1,1999750	-0,49975012	0,3663	-0,15	1,0999750	
2	-0,099950024	0,333	-0,05	1,2499500	-0,099950024	0,3663	-0,15	1,1499500	
3	-0,14992504	0,334	-0,05	1,2999250	-0,14992504	0,3674	-0,15	1,1999250	

Определение констант (продолжение)									
№ компонента	C_3	D_3	A_4	B_4	D_4				
1	0,049975012	0,333	-0,15	1,0999750	0,333				
2	-0,099950024	0,333	-0,15	1,1499500	0,333				
3	0,14992504	0,334	-0,15	1,1999250	0,334				

Расчет составов по методу Граббе и др. ^{1*} (начало)									
№ компонента	$f_0 = \frac{C_0}{B_0}$	$g_0 = \frac{D_0}{B_0}$	$f_1 = \frac{C_1}{B_1 - A_1 f_0}$	$g_1 = \frac{D_1 - A_1 g_0}{B_1 - A_1 f_0}$					
1	-0,045431829		0,30272727		-0,04552688		0,31714974		

8 ч. Д. Холлан.

2	-0,090863658	0,30272727	-0,08726159	0,30394123
3	-0,013629549	0,30363636	-0,01256590	0,29266517

Расчет составов по методике Граббе и др.⁴ (продолжение)

№ компонента	$f_2 = \frac{C_2}{B_2 - A_2 f_1}$	$g_2 = \frac{D_2 - A_2 g_1}{B_2 - A_2 f_1}$	$f_3 = \frac{C_3}{B_3 - A_3 f_2}$	$g_3 = \frac{D_3 - A_3 g_2}{B_3 - A_3 f_2}$	$g_4 = \frac{D_4 - A_4 g_3}{B_4 - A_4 f_3}$
1	-0,04172586	0,31907649	-0,04186507	0,31905531	0,34823073
2	-0,08024331	0,30627895	-0,08074071	0,30611334	0,33301462
3	-0,11589375	0,29531603	-0,11689688	0,29495931	0,31989761 1,00114296

Расчет составов по методике Граббе и др.⁴ (продолжение)

№ компонента	$f_3 x_4$	$x_3 = g_3 - f_3 g_4$	$f_2 x_3$	$x_2 = g_2 - f_2 x_3$	$f_1 x_2$	$x_1 = g_1 - f_1 x_2$
1	-0,014578704	0,33634014	-0,013921166	0,33299765	-0,015160344	0,33231008
2	-0,026887837	0,33300118	-0,026729691	0,33299864	-0,029057944	0,33299922
3	-0,037395033	0,33235434 0,99898953	-0,038517791	0,33383382 0,99983011	-0,041949224	0,33461439 0,99992369

№ компонента	$f_0 x_1$	$x_0 = g_0 - f_0 x_1$	$Dx_0 = (d)_{ca}$	$Bx_4 = (b)_{ca}$	$(b/d)_{ca}$
1	-0,015097455	0,31782472	15,891236	17,411536	1,0956691
2	-0,030257527	0,33298480	16,649240	16,650731	1,0000896
3	-0,045606432	0,34924279 1,0000523	17,462139	15,994880	0,91597484

П р и м е ч а н и я. Питание — жидкостное, жидкость на всех тарелках находится при температуре кипения. Значения Δt и U , взяты равными соответственно 0,5 ч и 500 моль.

Во-первых, значения x_j можно нормализовать и тогда вычисления проводят по способу простых итераций для всех тарелок, кроме дефлегматора и кипятильника. Во-вторых, можно применить θ -метод, причем состав каждого потока уточняется отдельно.

Значение l_{ji} находят умножением вычисленного значения x_{ji} на заданную величину L_j . Улучшенные значения составов определяют по уравнению (IV,9), что должно еще больше увеличить скорость сходимости данного метода.

Применение способа Ньютона — Рафсона для расчета процесса многокомпонентной ректификации

Излагаемая методика расчета приведена в работе¹¹. Эта методика аналогична методике Льюиса и Матисона⁹, поскольку она также исходит из первоначальных допущений о распределении компонентов в продуктах разделения. Отличие состоит в том, что вместо проведения потарелочных расчетов с использованием уравнений равновесия и материальных балансов предложено решать соответствующие уравнения одновременно для всех тарелок, применяя способ Ньютона — Рафсона. Условие равновесия в исчерпывающей секции для системы, содержащей c компонентов для любой j -той тарелки, определяют уравнением

$$K_{ji}x_{ji} - y_{ji} = 0 \quad (\text{IV},67)$$

Имеется также *с* уравнений материального баланса, которые можно представить в виде

$$L_jx_{ji} - V_{j+1}y_{j+1,i} - b = 0 \quad (\text{IV},68)$$

с одним уравнением, вытекающим из определения мольной доли:

$$\sum_{i=1}^c y_{ji} - 1 = 0 \quad (\text{IV},69)$$

Уравнения (IV,67) — (IV,69) представляют собой систему из $(2c + 1)$ уравнений с $(2c + 1)$ неизвестными: *с* значений y_{ji} , *с* значений x_j и температура на j -той тарелке. Эти уравнения можно решить способом Ньютона — Рафсона (см. главу I). Определенные по уравнению (IV,67) — (IV,69) значения y_j используют при решении соответствующей системы уравнений для $(j - 1)$ -й тарелки. Вычисления проводят снизу вверх до тарелки, находящейся над тарелкой питания или сверху вниз до тарелки питания.

Расчет потоков пара и жидкости по уравнениям теплового баланса требует введения двух дополнительных неизвестных

$(V_j$ и $L_j)$ и наличия двух дополнительных уравнений, соответствующих материальному и тепловому балансам. Эти уравнения решают одновременно с уравнениями (IV,67)–(IV,69) также по способу Ньютона–Рафсона. Если количества каждого компонента, полученные в результате расчетов по колонне снизу вверх и сверху вниз, совпадают на тарелке, расположенной выше тарелки питания, то d_i (и b_i) выбраны правильно. В противном случае для нахождения корректированных значений d_i , которые удовлетворяли бы указанному требованию и заданному значению D , применяется тот же способ Ньютона–Рафсона. Требования для установления $(2c + 1)$ неизвестных следующие:

$$\bar{v}_{fDi} - \bar{v}_{fBi} = 0 \quad (\text{IV},70)$$

$$\bar{l}_{f-1, Di} - \bar{l}_{f-1, Bi} = 0 \quad (\text{IV},71)$$

$$\sum_{i=1}^c (d_i)_{eo} - D = 0 \quad (\text{IV},72)$$

Полученные корректированные (улучшенные) значения d_i (и b_i) используют в качестве исходных величин для следующего приближения.

Сравнение методов сходимости

Прежде всего следует отметить, что пример III-1 имеет чисто иллюстративный характер, однако его можно использовать для демонстрации различных методов сходимости. Число приближений, требующееся для получения сходимости при всех методах (исходные условия почти одинаковы), показано в табл. 19.

При применении модифицированной релаксационной методики⁶, естественно, нельзя использовать те же начальные данные. Однако скорость сходимости этого метода в примере III-1 вряд ли намного возросла, даже если принять несколько иные значения Δt и U_j , чем использованные ранее (см. табл. 18).

Из табл. 19 ясно, что во всех случаях применения θ -метода для получения сходимости необходимо примерно одинаковое число приближений. При решении данного примера по методике Льюиса и Матисона потребовалось большее число приближений, когда (b_i/d_i) рассчитывалось по балансу жидкости на тарелке питания.

Несмотря на то что сочетание методики расчета Тиле и Геддеса и θ -метода дает быструю сходимость для примера с постоянными значениями α и L/V , все же тенденция убыстрения сходимости, проявляющаяся при таком сочетании, оказывается более значительной для задач с переменным значением α и L/V .

ТАБЛИЦА 19

Сравнение числа приближений, требующихся при различных методах сходимости для примера III-1
(точность в пределах семи или восьми знаков)

Методика расчета	Метод сходимости	Требующееся число приближений
Тиле и Геддеса Льюиса и Матисона	Простые итерации Простые итерации $[(b_i/d_i)_{ca}]$ рассчитывают, исходя из пара, поступающего на тарелку, расположенную над тарелкой питания]	11 9 *
Тиле и Геддеса Льюиса и Матисона	θ-Метод θ-Метод $[(b_i/d_i)_{ca}]$ рассчитывается на основе пара, поступающего на тарелку питания]	7 8
Льюиса и Матисона	Метод установления соответствия потоков в районе питания	Сходимость до $D = 51,66$ после 7 приближений
Льюиса и Матисона	Метод установления соответствия потоков в районе питания с нормализацией	9
Льюиса и Матисона	Метод установления соответствия потоков в районе питания с θ-методом $[(b_i/d_i)_{ca}]$ рассчитывается исходя из пара, поступающего на тарелку над тарелкой питания]	8
Льюиса и Матисона	θ-Метод $[(b_i/d_i)_{ca}]$ рассчитывают по формуле Пайзера]	14
Льюиса и Матисона	θ-Метод $[(b_i/d_i)_{ca}]$ рассчитывают, исходя из жидкости, поступающей на тарелку питания]	21
Методика релаксации с модифика- цией ⁶	Простые итерации с нормали- зацией всех составов	После 50 приближений сходимость до второго знака всех значений K_b , исключая одно значение, сходящееся только в первом знаке
Методика релаксации с модифика- цией ⁶	Простые итерации с нормали- зацией всех составов, кроме D и B . Последние определялись θ-методом	После 40 приближений были получены значения для K_b с точностью, аналогичной предыдущему случаю

* Результаты первого приближения по методике Тиле и Геддеса приняты в качестве начальных значений при расчете по методике Льюиса и Матисона, поэтому указанная цифра включает одно дополнительное приближение.

Методика расчета Тиле и Геддеса и релаксационная методика не связаны с направлением потарелочных расчетов. В последующих главах, где разбирается применение методики Тиле и Геддеса, показано, что, с одной стороны, это обстоятельство представляет собой значительное преимущество. С другой стороны, при использовании этих методик требуется, как правило, большая машинная память, чем при применении методики Льюиса и Матисона.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- a — константа в уравнении (IV,48), определяющая среднее значение подынтегральной функции.
- A_0, \dots, A_{N+1} — коэффициенты в уравнении (IV,63).
- b — константа в уравнении (IV,48), определяющая среднее значение подынтегральной функции.
- b_i — количество i -того компонента в кубовом продукте.
- $(b_i)_{ca}$ — вычисленное значение количества i -того компонента в кубовом продукте.
- $(b_i)_{co}$ — корректированное (улучшенное) значение b_i , полученное при помощи θ -метода сходимости.
- $(b_i)_{cs}$ — корректированное (улучшенное) значение количества i -того компонента в кубовом продукте, полученное методом сходимости Боннера.
- Δb_i — поправка к величине b_i , рассчитанная методом сходимости Боннера.
- B_0, \dots, B_{N+1} — коэффициенты в уравнении (IV,63).
- C_1, \dots, C_N — коэффициенты в уравнении (IV,63).
- d_i — количество i -того компонента в дистилляте.
- $(d_i)_{co}$ — корректированное (улучшенное) значение d_i , полученное при помощи θ -метода сходимости.
- $(\bar{d}_i)_{co}$ — корректированное (улучшенное) значение, полученное при помощи метода сходимости Боннера.
- D_0, \dots, D_{N+1} — константы уравнения (IV,63).
- f_0, f_k — сочетания констант при решении систем уравнений типа уравнения (IV,63).
- $f(x), [f(x)]_m$ — функция $f(x)$ и ее среднее значение.
- $f'(x)$ — первая производная функции $f(x)$.
- $f(x)|_{(x+\Delta x)}$ — значение функции $f(x)$ при $x + \Delta x$.
- g_0, g_k — сочетания констант при решении систем уравнений типа уравнения (IV,63).
- $t, \Delta t$ — время и приращение времени.
- U_j — общее количество жидкости, остающееся на j -той тарелке, моль.
- v_{fBi}, v_{fDi} — мольные скорости, с которыми i -тый компонент в виде пара поступает на тарелку, расположенную над тарелкой питания (получают по методике Льюиса и Матисона соответственно при расчете снизу вверх и сверху вниз).
- x_{fBi}, x_{fDi} — количества i -того компонента в жидкости, стекающей с тарелки питания (получают по методике Льюиса и Матисона соответственно при расчете снизу вверх до тарелки питания и сверху вниз).

$g(\theta)$ — функция, применяемая для расчета положительного значения θ , удовлетворяющего покомпонентному материальному балансу и заданному количеству дистиллята.

E — расходжение в составе на тарелке питания при расчете по методике Льюиса и Матисона [определяется уравнением (IV,28)].

$\bar{l}_{f-1, B_i}, \bar{l}_{f-1, D_i}$ — количество i -того компонента в жидкой фазе на тарелке питания при расчетах сверху вниз и снизу вверх по методике Льюиса и Матисона.

R_i — величина, определяемая уравнением (IV,38).

β, ε — число, лежащее между нулем и единицей.

γ — функция температурного профиля и профиля L/V .

θ — множитель, определяемый уравнением (IV,4).

σ_j — множитель в уравнении (IV,11).

τ_j — множитель в уравнении (IV,12).

И Н Д Е К С Ы

B — кубовый продукт (остаток) или величина, получаемая при расчете снизу вверх.

D — дистиллят или величина, полученная при расчете сверху вниз.

ca — рассчитанное значение переменной.

co — корректированное (улучшенное) значение переменной.

f — тарелка питания.

I, II — первое и второе приближения.

k — порядковое целое число.

З А Д А Ч И

IV-1. Показать, что два выражения для x_{ji} в уравнении (IV,9) эквивалентны.

IV-2. а) Используя величины b_i/d_i , приведенные в табл. 8 для первого приближения при решении примера III-1, показать, что значение θ , получаемое из решения уравнения (IV,6), равно 6,6215101.

б) Применяя корректированные количества дистиллята, рассчитать значения x_{ji} по уравнению (IV,9). Затем вычислить значения K_b и сравнить их с приведенными в табл. 13.

в) Повторить расчет, указанный в п. «б», определяя значения K_b по y_{ji} [см. уравнение (IV,10)].

г) Дать аналитическое доказательство равенства значений K_b , полученных способами, описанными в п. «б» и «в». Показать, что если значение α не зависит от температуры, то температуры, получаемые по методикам для точки кипения и точки росы, будут равны [когда значения x_{ji} и y_{ji} определены по уравнениям (IV,9) и (IV,10)]. Используя значения K_b , найденные из решения примеров, указанных в п. «б» и «в», провести пошаговый расчет для колонны по методике Тиле и Геддеса и установить, что для D получается значение 49,006364.

IV-3. Вывести уравнение (IV,4), используя выражение (IV,11). Определить дополнительные постулаты, необходимые при применении уравнения (IV,3) к значению кубового продукта (остатка).

IV-4. На основе корректированных составов продуктов разделения, приведенных в табл. 14, провести следующее приближение по методике расчета Льюиса и Матисона и проверить второе значение θ .

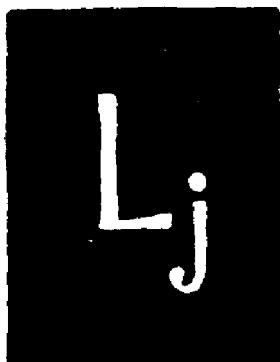
IV-5. Проверить уравнения, приведенные на стр. 111.

Л И Т Е Р А Т У Р А

1. Peiser A. M., Better Computer. Solution of Multicomponent Systems, Chem. Eng., 67, 129 (1960).
2. Sullivan S. L. jr., M. S. thesis, A. and M. College of Texas, College Station, Texas, January 1959.
3. Lewis W. K., Matheson G. L., Ind. Eng. Chem., 24, 494 (1932).
4. Lester W. N., Sullivan S. L. jr., Billingsley D. S., Petrol. Ref., 38, № 6, 221 (1959).
5. Bonner J. S., Am. Petrol. Ins. Quart., Division of Refining, 36, № 3, 238 (1956).
6. Ball W. E., Computer Programs for Distillation, paper presented at the Machine Computation Special Workshop Session on Multicomponent Distillation at the 44th National Meeting of the Am. Ind. Chem. Eng. in New Orleans, February, 27, 1961.
7. Rose Arthur, Sweeny R. F., Schrodt V. N., Eng. Chem., 50, 737 (1958).
8. Thiele E. W., Geddes R. L., Ind. Eng. Chem., 25, 289 (1933).
9. Courant R., Differential and Integral Calculus, v. 1, 2nd ed., New York, Interscience Publishers, Inc., 1957, p. 102, 126.
10. Grabbé E. M., Ramo S., Wooldridge D. E., Handbook of Automation Computation and Control, v. 1, New York, John Wiley and Son, Inc., 1958, ch. 14, p. 34.
11. Greenstadt J., Yonatan B., Burt M., Ind. Eng. Chem., 50, 1644 (1958).

ГЛАВА V

РАСЧЕТ ПРОСТЫХ КОЛОНН С УЧЕТОМ ТЕПЛОВЫХ БАЛАНСОВ



Величины потоков по колонне определяют на основе приближенного выражения $\Delta H = Q$ [уравнение (I,3)]. Ниже описаны методики расчета общей энтальпии потока (и составления соответствующего теплового баланса) двумя различными путями — обычным методом, применявшимся в течение ряда лет, и методом постоянного состава¹⁻³. Кроме того, показано использование Q -метода при составлении тепловых балансов. По данному методу находят адиабатическое решение для каждой тарелки, если оно существует в пределах заданного интервала изменения величины потока; в противном случае для поддержания величины потоков в заданных пределах при расчете применяются гипотетические системы промежуточных холодильников (или нагревателей).

В настоящей главе изложено применение тепловых балансов вместе с методиками расчета Тиле и Геддеса, а также Льюиса и Матисона. Преимущество метода постоянного состава по сравнению с обычным методом становится наиболее очевидным при расчете абсорбера (см. главу VIII).

В данной главе описывается также сочетание методики расчета Тиле и Геддеса с каждым методом составления теплового баланса.

Обычный метод составления тепловых балансов

Применяя обычный метод составления тепловых балансов, делают допущение, что каждая тарелка простой колонны, за исключением парциального дефлегматора и кипятильника, работает адиабатически. Если потоки пара и жидкости, отходящие с j -той

тарелки, являются идеальными растворами, энталпии рассчитывают по следующим формулам:

$$H_j = \sum_{i=1}^c H_{ji} y_{ji} \quad (V,1)$$

$$h_j = \sum_{i=1}^c h_{ji} x_{ji} \quad (V,2)$$

где H_{ji} и h_{ji} — энталпии чистого i -того компонента соответственно в потоках пара и жидкости при температуре на j -той тарелке; H_j и h_j — энталпии потоков.

В укрепляющей секции тепловые балансы составляются для дефлегматора и каждой тарелки, а в исчерпывающей секции — для кипятильника и каждой тарелки. Вычислив величины потока жидкости (или пара) на основе теплового баланса, при помощи материального баланса рассчитывают другой поток.

Для укрепляющей секции имеем:

$$V_1 H_1 = L_0 h_0 + D H_D + Q_c \text{ (дефлегматор)} \quad (V,3a)$$

или

$$L_0 = \left[\frac{M_D - H_1}{H_1 - h_0} \right] [D] \quad (V,3b)$$

поскольку $V_1 = L_0 + D$.

Запишем уравнение (V,3a) для дефлегматора и произвольной j -той тарелки:

$$V_{j+1} H_{j+1} = L_j h_j + D H_D + Q_c \quad (V,3b)$$

Исключение V_{j+1} при помощи уравнения материального баланса:

$$V_{j+1} = L_j + D \quad 0 \leq j \leq f-2 \quad (V,3c)$$

дает следующее выражение

$$L_{j-1} = \left[\frac{M_D - H_j}{H_j - h_{j-1}} \right] [D] \quad 1 \leq i \leq f-1 \quad (V,3d)$$

Аналогично находят

$$L_{f-1} = \left[\frac{(M_D - H_f) - \frac{V_F}{D} (H_F - H_f)}{H_f - h_{f-1}} \right] [D] \quad (V,3e)$$

$$\bar{V}_f = L_{f-1} + D$$

где H_F , h_F — энталпии соответственно 1 моль паровой и жидкой части пит器ия; $M_D = H_D + Q_c/D$; H_D — энталпия 1 моль отходящего дистиллята независимо от агрегатного состояния.

Для исчерпывающей секции применяются следующие уравнения:

$$V_j = \left[\frac{h_{j-1} - M_B}{H_j - h_{j-1}} \right] [B] \quad f+1 \leq j \leq N+1 \quad (\text{V},4\text{a})$$

$$V_f = \left[\frac{(h_{f-1} - M_B) - \frac{L_F}{B} (h_{f-1} - h_F)}{H_F - h_{f-1}} \right] [B] \quad (\text{V},4\text{b})$$

$$L_{j-1} = V_j + B \quad f+1 \leq j \leq N+1 \quad (\text{V},4\text{c})$$

$$\bar{L}_{f-1} = V_f + B \quad (\text{V},4\text{d})$$

Здесь

$$M_B = h_B - \frac{Q_R}{B}$$

В соответствии с системой нумерации $h_B = h_{N+1}$. Нагрузки на дефлегматор и кипятильник связаны между собой общим тепловым балансом:

$$Q_R = DH_D + Bh_B + Q_e - FH \quad (\text{V},5)$$

где H — общая энтальпия 1 моль питания, поступающего в колонну:

$$H = \frac{V_F}{F} \sum_{i=1}^c H_{Fi} y_{Fi} + \frac{L_F}{F} \sum_{i=1}^c h_{Fi} x_{Fi} \quad (\text{V},6)$$

Методика Тиле и Геддеса в сочетании с обычным методом составления тепловых балансов

Тепловые балансы применяются для определения величин потоков в колонне. При сочетании тепловых балансов с методикой Тиле и Геддеса расчет с заданным приближением проводят, исходя из соотношения L/V и температурных профилей (см. главу IV), и получают улучшенные значения составов и температур. Эти данные используют для указанных расчетов по уравнениям теплового баланса (V,3) и (V,4). Полученные величины потоков применяют для нахождения факторов извлечения и отпарки при следующем приближении.

При решении различных числовых примеров становится очевидным, что следует ограничить изменение температуры и величин потоков в последовательных приближениях. Приемы, при помощи которых обеспечиваются эти ограничения, называют *форсирующими процедурами*. Описанные здесь процедуры предложил Листер⁴, определявший температурные профили по температурам кипения. Профили, полученные при помощи темпера-

тур кипения и точки росы, сравниваются в главе VI. Когда применяют значения K вместо постоянных относительных летучестей, а корректированный температурный профиль вычисляют по температуре кипения, тенденция к сходимости расчета увеличивается. В действительности часто возникают «раскачки», которые требуют применения первой форсирующей процедуры. В числовых примерах, где количества потока (в моль) приняты постоянными, найденные значения D были меньше или больше заданной величины D . Соответственно этому рассчитанные температурные профили оказывались завышенными или заниженными. Оптимальный из применяемых для следующего приближения профилей лежит где-то между этими двумя значениями, что и привело к разработке усредняющей процедуры.

При этой процедуре берется среднее значение между рассчитанным профилем (начиная со второго) и профилем, использованным в начале данного приближения. Известно, что для систем со сравнительно узким интервалом температур кипения питающей смеси сходимость до искомого значения D была настолько быстрой, что использование усредняющей процедуры для профиля не вызывало заметного уменьшения или увеличения числа необходимых приближений. В системах со сравнительно широким интервалом температур кипения питающей смеси число приближений, требующееся для получения значений D нужной точности, значительно сокращается при работе со средними величинами. В главе IV показано, что в случае, когда питание состоит почти полностью из очень легкого компонента, для которого значение K мало зависит от температуры, следует применять дополнительные ограничения к изменениям температур при осуществлении последовательных приближений.

Вторая форсирующая процедура применяется для обеспечения стабильности мольных потоков при расчете с тепловыми балансами. Установлено, что отклонения вычисляемых значений D от заданной величины увеличивались при введении в расчет тепловых балансов. Частично это объясняется незначительной разностью между большими числами, имеющейся в выражении для определения потоков жидкости или пара.

Поскольку все задачи, по условию которых потоки считались постоянными, решаются, то представлялось эффективным ограничить изменение этих потоков между последовательными приближениями при решении задач с тепловыми балансами. В итоге была принята следующая процедура, не обязательно являющаяся оптимальной:

1. Первые два приближения выполняются для потоков пара и жидкости, допущение о величине которых делается заранее. При этом необходимо стремиться, чтобы температурный профиль достиг какой-либо степени устойчивости до того, как будут применяться тепловые балансы.

2. Допускается максимальное увеличение любого парового потока (со второго по шестое приближение) в 1,2 раза по отношению к его значению для отдельного приближения. Для минимального значения потока берется коэффициент 1/1,2.

3. С седьмого по двенадцатое приближение пределы сокращаются еще больше: соответственно с 1,1 и 1/1,1 до 1,025 и 1/1,025.

4. Потоки пара, находящиеся в пределах указанных выше граничных значений и рассчитанные после третьего и каждого последующего приближений, усредняются при потарелочном расчете с потоками, которые были приняты для проведения данного приближения.

Применение этой процедуры свидетельствует о том, что, хотя для легко решаемых задач не требуется введения ограничения ни на температуры, ни на величины потоков, при более трудных задачах для получения желаемого результата необходимо вводить 10%-ное (1,1 и 1/1,1) или 2,5%-ное (1,025 и 1/1,025) ограничение так же, как и принимать среднее значение для температурных профилей. Большинство задач решено за семь приближений; в задачах, где требовалось больше семи приближений, изменения потоков пара между следующими одно за другим приближениями были меньше, чем принятые граничные величины.

При применении первой форсирующей процедуры (усреднение температурных профилей) энталпии чистых компонентов для среднего температурного профиля вычисляли по уравнениям (V,2) и (V,1). Величины энталпий жидкости и пара [уравнение (V,2)] определяли через значения x_{ji} , получаемые при помощи θ -метода по уравнению (IV,9). Значения x_{ji} вместе со значениями K_{ji} (которые определялись по температуре кипения) дают величины y_{ji} , используемые при нахождении энталпии потока пара [уравнение (V,1)].

Возможно определение энталпий потока пара через составы пара, вычисляемые на основе θ -метода [уравнение (IV,10)]. Было установлено, что расчет энталпий этим способом не имеет существенного преимущества.

Константы равновесия K , применяемые при расчете факторов извлечения и отпарки для следующего приближения, определяются при среднем температурном профиле, для этой же цели используются значения потоков пара и жидкости, полученные при помощи форсирующих процедур.

В следующих ниже примерах расчеты проводились снизу вверх и сверху вниз по колонне (см. главу IV). В главе VI показано, что такой подход сводит к минимуму расхождения в балансе.

Обычный метод составления тепловых балансов и применение форсирующих процедур иллюстрируются решением примеров⁴, перечисляемых в табл. 20 и 21. Решение первых двух примеров дается подробно, для остальных приводятся конечные результаты.

ТАБЛИЦА 20

Составы питания в примерах V-1—V-6

Компонент	Пример V-1	Примеры V-2—V-6	Компонент	Пример V-1	Примеры V-2—V-6
CH ₄	0,0	2,0	изо-C ₅	20,0	0,0
C ₂ H ₆	0,0	10,0	n-C ₅	35,0	45,2
C ₃ H ₆	0,0	6,0	n-C ₆	0,0	11,3
C ₃ H ₈	5,0	12,5	n-C ₇	0,0	9,0
изо-C ₄	15,0	3,5	n-C ₈	0,0	8,5
n-C ₄	25,0	15,0	$t_{\text{кип.}} = 182^{\circ}\text{C}$	0,0	7,0
Всего...				100,0	100,0

Данные примеры взяты для того, чтобы показать влияние интервала температуры кипения и агрегатного состояния питания, количества тарелок и первоначально принятого температурного профиля на число приближений, которое требуется для достижения сходимости. В примере V-1 приведены компоненты, характеризующиеся узким интервалом кипения в сравнении с компонентами из примера V-2. Последний является небольшим видоизменением задачи по стабилизации бензина.

ТАБЛИЦА 21

Исходные данные для примеров V-1—V-6

Пример	Начальный температурный профиль	Состояние питания	Количество дистиллята	Флегмовое число L_0/D	Число тарелок	№ тарелки питания*	Тип дефлек-матора	Давление в колонне кгс/см ²
V-1	Линейный (54 — 66°C)	Жидкость при темпе-ратуре кипения	48,9	2,58	10	5	Полный	84
V-2	Линейный (10 — 232°C)	То же	31,6	2,0	13	4	Парциаль-ный	186
V-3	Постоянный (66°C)	»	31,6	2,0	13	4	То же	18,6
V-4	Постоянный (149°C)	»	31,6	2,0	13	4	»	18,6
V-5	Линейный (10 — 232°C)	50%-ный пар	31,6	2,0	13	4	»	18,6
V-6	То же	Жидкость при темпе-ратуре кипения	31,6	2,0	13	4	»	186

* Тарелки нумеруются сверху вниз; для колонны с парциальным дефлекматором, который обозначается нулем, верхней тарелке присваивается № 1.

ТАБЛИЦА 22

Температурные профили и количества дистиллята, полученные при расчете с тепловыми балансами (обычный метод) и без применения форсирующих процедур для примера V-1

№ тарелки	исходный профиль	№ приближения					
		1	2	3	4	5	6
Температурные профили							
0 дистиллят	54,44	63,18	64,62	64,66	64,69	64,69	64,69
1	54,44	73,55	74,19	74,26	74,30	74,30	74,30
2	61,84	82,26	81,82	81,85	81,89	81,88	81,88
3	69,24	90,66	87,64	87,64	87,69	87,67	87,68
4 (питание)	77,00	97,83	91,54	91,93	91,87	91,86	91,87
5	84,06	103,03	93,60	94,84	94,55	94,60	94,59
6	91,46	106,22	99,50	99,90	99,70	99,75	99,75
7	98,89	108,96	104,11	104,34	104,04	104,07	104,07
8	106,28	111,04	107,67	107,78	107,53	107,54	107,54
9	113,68	112,55	110,40	110,28	110,23	110,24	110,24
10 (кубовый остаток)	121,11	113,52	112,36	112,30	112,26	112,27	112,27
Количество дистиллята							
Величина D рассчитана по θ-методу	—	41,82	52,40	43,65	49,01	48,93	48,94
рассчитана способом простых итераций	—	41,82	43,68	44,86	46,04	47,04	47,67

При мечанис. При методе простых итераций требуется 19 приближений для получения $D = 48,94$

В примере V-1 наблюдаем быструю сходимость при помощи θ-метода без применения форсирующих процедур (табл. 22), для решения примера V-2 возникает необходимость использования обеих форсирующих процедур (табл. 23).

Влияние второй форсирующей процедуры для примеров V-1 и V-2 показано в табл. 24.

К системам, описанным в примере V-1, не применяли ограничения второй форсирующей процедуры, так как все рассчитанные величины потоков оказываются в допускаемом интервале значений. В табл. 25 показано распределение компонентов в продуктые фракции, которое было получено в этих двух примерах.

Из табл. 26 ясно, что число приближений, необходимое для получения решения с желаемой точностью, почти не зависит от первоначально принятого температурного профиля, количества тарелок и агрегатного состояния питания.

Из сравнения данных, приведенных в табл. 22 и 26, следует, что применение форссирующих процедур при решении примера V-1 повысило число приближений, требуемых для получения D с заданной точностью. Несмотря на то что скорость сходимости относительно легких задач не уменьшается, применение форссирующих процедур целесообразно, так как расширяет круг задач, решение которых оказывается возможным.

Однако пришлось столкнуться с несколькими задачами, которые нельзя было решить этим методом вследствие постоянного колебания температуры или получения отрицательного парового потока. Для решения таких задач разработали методику, описанную в литературе ³.

ТАБЛИЦА 23

Температурные профили и количества дистиллята, рассчитанные с применением форссирующих процедур и тепловых балансов (обычный метод) для примера V-2

№ тарелки	№ приближения								
	1	2	3	4	5	6	7	8	12
Температурные профили									
0 (дистиллят)	32,42	33,895	33,73	33,53	33,42	33,40	33,39	33,39	33,39
1	48,58	48,60	48,18	47,40	47,00	46,80	46,59	46,47	46,45
2	64,52	62,88	60,77	58,97	57,88	57,24	56,87	56,69	56,47
3	81,46	78,25	74,34	71,21	69,60	68,80	68,43	68,20	68,08
4 (питание)	106,14	103,25	96,70	91,80	90,25	89,94	89,91	89,93	89,89
5	108,10	109,94	107,22	104,20	102,88	102,56	102,52	102,54	102,54
6	110,53	114,24	114,00	112,17	111,30	111,04	110,98	110,97	110,98
7	113,51	118,66	119,20	118,25	117,72	117,50	117,43	117,42	117,42
8	117,54	122,50	123,73	123,35	123,00	122,78	122,73	122,68	122,66
9	123,48	127,42	128,49	122,33	128,28	128,09	128,02	127,75	127,72
10	132,57	134,46	134,80	134,57	134,29	134,36	134,09	134,04	134,02
11	146,11	145,71	145,14	144,84	144,69	144,59	144,55	144,54	144,54
12 (кубовый остаток)	167,83	167,25	167,19	167,24	167,27	167,30	167,32	167,33	167,33
Количество дистиллята									
Величина D рассчитана по θ -методу	30,61	31,71	32,10	62,10	31,79	31,67	31,62	31,611	31,601
рассчитана способом простых итераций	30,61	29,41	29,99	30,42	30,53	30,61	30,75	30,79	31,08

П р и м е ч а н и е. Значение $D = 31,47$ получено методом простых итераций после 23-го приближения для температур дистиллята и кубового продукта (остатка) соответственно 32,78 и 166,70° С.

ТАБЛИЦА 24

Потоки пара, рассчитанные с учетом тепловых балансов (обычный метод) с применением форссирующих процедур для примеров V-1 и V-2

№ тарелки	№ приближения (пример V-1)				№ приближения (пример V-2)				
	2 *	3	4	8	2 **	3	4	5	7
1	175,0	175,0	175,0	175,0	94,8	94,8	94,8	94,8	94,8
2	172,8	171,5	170,9	170,6	95,3	94,0	93,5	93,3	93,0
3	170,7	168,7	167,7	167,4	92,9	91,0	90,5	90,1	89,4
4	169,8	167,3	166,2	165,6	86,9	83,8	83,2	82,2	80,5
5	170,1	167,4	166,1	164,8	113,8	117,9	112,0	110,1	110,2
6	172,8	170,1	168,2	165,7	113,8	128,4	125,9	124,4	124,0
7	172,8	170,4	168,7	166,6	113,8	133,3	133,6	132,7	132,2
8	172,9	170,8	169,4	167,5	113,8	135,3	138,0	138,0	137,7
9	173,0	171,2	169,9	168,4	113,8	135,2	139,7	140,6	140,7
10	173,1	171,4	170,3	169,1	113,8	133,4	138,9	140,4	140,8
11	—	—	—	—	113,8	129,6	134,7	136,2	136,4
12	—	—	—	—	113,8	120,4	122,4	122,9	122,7

* Предполагается, что поток пара постоянен и равен 175,0 для первого приближения.

** Предполагается, что поток пара равен 94,8 для первого приближения.

ТАБЛИЦА 25

Распределение компонентов в продукты разделения для примеров V-1 и V-2, рассчитанное с учетом тепловых балансов (обычный метод) и применением форссирующей процедуры

Компонент	Пример V-1		Пример V-2	
	d *	b	d	b
CH ₄	—	—	2,00000	0,0
C ₂ H ₆	—	—	9,99994	0,00005
C ₃ H ₈	—	—	5,96602	0,03397
C ₃ H ₈	4,997387	0,0026130	12,27752	0,22247
изо-C ₄	14,66936	0,3306400	0,66940	2,83059
n-C ₄	23,40224	1,897760	0,68200	14,31799
изо-C ₅	3,56211	16,43789	0,00504	0,0
n-C ₅	2,608903	32,391097	0,00005	15,19495
n-C ₆	—	—	0,0	11,29994
n-C ₇	—	—	0,0	8,99999
n-C ₈	—	—	0,0	8,49999
t _{кпп.} = 182°С	—	—	0,0	6,99999

* При обработке конечных результатов все значения d, меньшие 10^{-7} , приравнены к нулю.

ТАБЛИЦА 26

Конечные результаты для примеров V-1—V-6, рассчитанные с учетом тепловых балансов (обычный метод) и применением форссирующих процедур

Пример	Приближения, необходимые для того, чтобы $\Delta D/D = \pm 0,01$	Температура, °C		Приближения, необходимые для того, чтобы $\Delta D = \pm 0,001$	Температура, °C	
		дистиллята	кубового продукта (остатка)		дистиллята	кубового продукта (остатка)
V-1	5	64,06	112,44	8	64,07	112,28
V-2	5	33,44	167,28	7	33,40	167,31
V-3	5	33,45	167,01	7	33,41	167,27
V-4	5	33,44	167,20	6	33,44	167,26
V-5	7	45,82	160,4	12	45,77	160,34
V-6	5	32,0	167,95	8	31,95	168,0

Метод постоянного состава

Неустойчивость обычного метода расчета с тепловыми балансами наиболее очевидна в системах, почти целиком состоящих из очень легких и очень тяжелых компонентов (сюда относится большая часть систем с абсорберами). Для таких систем знаменатели выражений для L_{j-i} и V_j [уравнения (V,3e) и (V,4a)] исключительно чувствительны к незначительным изменениям состава и температуры, так как разность $H_j - h_{j-1}$ невелика. Метод, основанный на постоянном составе, устраниет данный недостаток. В этом методе принимается, что пар, покидающий $(j+1)$ -ю тарелку укрепляющей секции колонны, состоит из дистиллята и жидкости, поступающей на $(j+1)$ -ю тарелку с j -той тарелки. Следовательно, член $V_{j+1}H_{j+1}$ можно выразить следующим образом:

$$V_{j+1}H_{j+1} = \sum_{i=1}^c H_{j+1,i} v_{j+1,i} = \sum_{i=1}^c H_{j+1,i} (l_{ji} + d_i) \quad (V,7)$$

или

$$V_{j+1}H_{j+1} = L_j H(x_j)_{j+1} + DH(X_D)_{j+1} \quad (V,8)$$

Здесь

$$H(x_j)_{j+1} = \sum_{i=1}^c H_{j+1,i} x_{ji}$$

$$H(X_D)_{j+1} = \sum_{i=1}^c H_{j+1,i} X_{Di}$$

Подставляя выражение для $V_{j+1}H_{j+1}$ из уравнения (V,8) в выражение (V,3в) и решая его относительно L_j , получаем следующий результат:

$$L_j = \frac{D [H_D - H(X_D)_{j+1}] + Q_e}{H(x_j)_{j+1} - h_j} \quad 0 \leq j \leq f-2 \quad (V,9a)$$

Аналогично выводят уравнение для расчета нагрузки на дефлегматор:

$$Q_e = L_0 [H(x_0)_1 - h_0] + D [H(X_D)_1 - H_D] \quad (V,9\delta)$$

и

$$L_{j-1} = \frac{D [H_D - H(X_D)_j] + Q_e + V_F [H(y_F)_j - H_F]}{[H(x_{j-1})_j - h_j]} \quad (V,9\beta)$$

$$V_{j+1} = \frac{B [h(x_B)_j - h_B] + Q_R}{[H_{j+1} - h(y_{j+1})_j]} \quad f \leq j \leq N \quad (V,9\gamma)$$

Здесь

$$h(y_{j+1})_j = \sum_{i=1}^c h_{ji} y_{j+1,i}$$

$$h(x_B)_j = \sum_{i=1}^c h_{ji} x_{Bi}$$

Соответствующие значения для потоков пара и жидкости в укрепляющей и исчерпывающей секциях вычисляют при помощи материального баланса [уравнения (V,3) и (V,4)]. Нагрузку на кипятильник рассчитывают по общему тепловому балансу [уравнение (V,5)].

Название метода постоянного состава отражает смысл преобразования уравнения теплового баланса в одно из уравнений (V,9). Член $[H(x_j)_{j+1} - h_j]$ является разностью между энтальпией 1 моль пара при температуре T_{j+1} и энтальпией 1 моль жидкости того же состава при температуре T_j . Поэтому разности энтальпий в уравнениях [(V,9a)–(V,9г)] можно выразить характеристиками термодинамических процессов, протекающих при постоянном составе.

Величину H_{j+1} в уравнении (V,8) определяют по уравнению типа (V,1), поэтому результаты, идентичные получаемым из уравнения (V,8), возникнут только при достижении сходимости, так как в этом случае корректированные количества отдельных компонентов соответствуют материальному балансу. Лучшая сходимость метода постоянного состава по сравнению с обычным методом, возможно, частично связана с тем, что в первом методе уже заложено требование о том, чтобы каждый компонент отвечал условиям материального баланса. Метод постоянного состава дает большую надежность в процессе проведения расчета, поскольку знаменатели уравнений [(V,9a)–(V,9г)] обычно имеют порядок величины скрытой теплоты испарения. Знаменатели соответствующих выражений при обычном методе определяются значениями

энтальпий, которые могут колебаться в широких пределах, и поэтому вычисляемые величины могут быть как положительными, так и отрицательными.

Применение Q -метода при составлении тепловых балансов

Q -метод предусматривает наличие гипотетических промежуточных холодильников (или нагревателей) для поддержания в процессе решения потоков по колонне в заданных пределах. Любая независимость в тепловом балансе, являющаяся результатом второй форсированной процедуры, ликвидируется при применении Q -метода. При составлении теплового баланса этот метод можно использовать в сочетании с обычным методом или методом постоянного состава. Следует отметить, что применение при расчете гипотетической системы промежуточных холодильников (или нагревателей) вызывает появление бесконечно большого числа решений, а различные методики расчета могли бы, очевидно, привести к разным гипотетическим системам промежуточных холодильников (или нагревателей).

Желаемым является такой процесс итеративного решения, при котором потоки в колонне поддерживаются в заданных пределах при минимальном количестве промежуточных холодильников (или нагревателей). Было установлено, что сочетание Q -метода и метода постоянного состава намного эффективнее сочетания Q -метода и обычного метода, так как в первом случае для многих задач возможно адиабатическое решение, а во втором — требовалось при расчете введение гипотетической системы промежуточных холодильников (или нагревателей).

Ниже приведен вывод уравнений для составления тепловых балансов при сочетании Q -метода и метода постоянного состава в простых колоннах. В качестве исходных значений приняты величины V_1 (или L_0) и D , поэтому расчеты проводят сверху вниз по колонне. Допустим, что минимально и максимально допускаемые потоками жидкости будут L_{\min} и L_{\max} . Предположим также, что изменение потоков жидкости между последовательными приближениями ограничено, как это требуется при второй форсированной процедуре. Нагрузка на дефлегматор определяется балансом для дефлегматора по уравнению (V,9б).

Уравнение теплового баланса для верхней тарелки упрощается до

$$L_1 = \frac{D [H_D - H(X_D)_2] + Q_c}{[H(x_1)_2 - h_1]} \quad (V,10)$$

Значение L_1 сравнивают со значением $L_{1,1}$ (поток, применяемый при осуществлении последнего приближения по колонне).

Предположим, что допускается 10%-ное отклонение за одно приближение, т. е. если L_1 удовлетворяет неравенству ($p = 0,1$)

$$L_{\min} \leq \frac{L_{1,1}}{1+p} \leq L_1 \leq (1+p)L_{1,1} \leq L_{\max}$$

то оно используется для осуществления следующего приближения по колонне.

Соответствующая величина потока пара, применяемая при проведении следующего приближения, рассчитывается по материальному балансу.

Если величина L_1 , вычисленная по уравнению (V,10), будет меньше $L_{1,1}/(1+p)$ и больше, чем L_{\min} , то для следующего приближения принимают значение L_1 , равное $L_{1,1}/(1+p)$.

Для того чтобы при таком потоке жидкости по колонне соблюдался тепловой баланс на тарелке № 1, предусматривается промежуточный холодильник (или нагреватель). Нагрузку на промежуточный холодильник вычисляют по тепловому балансу следующим образом:

$$Q_1 = \left(\frac{L_{1,1}}{1+p} \right) [H(x_1)_2 - h_1] - D [H_D - H(X_D)_2] - Q_e \quad (V,11)$$

Если $L_1 \leq (1+p)L_{1,1}$, а $(1+p)L_{1,1}$ равно или меньше L_{\max} , расчет проводят аналогично ранее упомянутой методике.

Если же

$$L_1 \leq \frac{L_{1,1}}{1+p} \leq L_{\min}$$

или

$$L_1 \geq (1+p)L_{1,1} \geq L_{\max}$$

то берут значение L_1 , равное L_{\min} или L_{\max} , а соответствующую нагрузку на промежуточный холодильник (или нагреватель) рассчитывают по уравнению (V,11), в котором $L_{1,1}(1+p)$ заменяют на L_{\min} или L_{\max} . Значение Q_1 включено в тепловой баланс для расчета L_2 . При адиабатической работе тарелки № 2 имеем:

$$L_2 = \frac{D [H_D - H(X_D)_3] + Q_e + Q_1}{[H(x_2)_3 - h_2]} \quad (V,12)$$

Если значение L_2 , соответствующее $Q_2 = 0$, находится в ранее упомянутых пределах, то оно принимается для осуществления следующего приближения по колонне. В противном случае рассчитывают соответствующую нагрузку Q_2 аналогично вычислению значения Q_1 . Эту методику применяют по колонне до тех пор,

пока не будут определены значения L_N и Q_N . Затем по уравнению общего теплового баланса находят нагрузку на кипятильник $Q_R = -Q_{N+1}$:

$$Q_{N+1} = FH - Bh_B - DH_D - Q_c - \sum_{j=1}^N Q_j \quad (V,13)$$

После завершения каждого приближения по колонне методика повторяется снова, а если возможно адиабатическое решение, то берется именно этот вариант. В противном случае вводятся гипотетические промежуточные холодильники (или нагреватели). Следует отметить, что проведение расчета с заданными значениями нагрузок на промежуточные холодильники (или нагреватели) для любой данной тарелки влечет за собой лишь незначительные изменения Q -метода.

Сочетание метода постоянного состава с Q -методом иллюстрируется решением примера V-7. Условия этого примера приведены ниже.

Пример V-7. $D = 31,6$, $V_1 = 94,8$, питание — жидкость при температуре кипения, дефлегматор парциальный, давление в колонне равно 21 atm , три тарелки в укрепляющей секции и восемь — в исчерпывающей, не считая кипятильника. Для тяжелокипящего компонента приняты следующие данные по энталпии:

$$h^{1/\bullet} = -203,32192 + 63,932857T - 21,611909 \cdot 10^5 T^2 \quad (T, {}^\circ\text{K})$$

$$H^{1/\bullet} = 72,328160 + 18,933822 \cdot 10^6 T - 59,003314 \cdot 10^5 T^2 \quad (T, {}^\circ\text{K})$$

Начальный температурный профиль берется линейным с 10 до 232,23 по отношению к числу тарелок. Поток пара при первых двух приближениях принят равным 94,8.

Исходные данные для примера V-7 описаны в табл. 27, а решение дается в табл. 28—30.

Данный пример был решен⁵ простым методом составления тепловых балансов примерно за то же количество приближений. Причина состоит в том, что ограничения, налагаемые на отклонения

ТАБЛИЦА 27

Исходные данные для примера V-7

Компонент	FX	Компонент	FX	Компонент	FX	Компонент	FX
CH_4	2,0	$n\text{-C}_5$	15,2	C_3H_8	12,5	$n\text{-C}_8$	8,5
C_2H_6	10,0	$n\text{-C}_6$	11,3	<i>изо</i> - C_4	3,5	$t_{\text{кпп.}} = 204 \text{ } {}^\circ\text{C}$	7,0
C_3H_6	6,0	$n\text{-C}_7$	9,0	$n\text{-C}_4$	15,0		

ТАБЛИЦА 28

Температурные профили и количества дистиллята, полученные с применением форсирующих процедур и тепловых балансов (метод постоянного состава и Q -метод) для примера V-7

№ тарелки	№ приближения					
	1	2	3	4	11	12
Температурные профили						
0 (дистиллят)	47,52	44,87	48,48	42,68	42,00	42,00
1	65,50	61,25	59,14	57,80	56,88	56,88
2	79,69	73,18	69,60	67,62	66,63	66,63
3	94,19	84,75	79,69	77,18	76,87	76,87
4 (питание)	120,58	107,02	98,68	95,58	97,60	97,59
5	120,70	115,43	111,30	109,05	109,20	109,20
6	121,42	121,06	119,30	117,80	117,40	117,41
7	124,26	125,64	125,30	124,32	123,35	123,36
8	128,03	130,13	130,32	129,56	128,28	128,30
9	133,80	135,41	135,52	134,69	133,20	133,21
10	142,55	142,90	142,59	141,60	140,12	140,12
11	156,50	155,53	155,00	154,29	153,34	153,33
12 (кубовый про- дукт)	186,26	185,76	185,68	185,76	185,90	185,90
Количество дистиллята]						
D (рассчитана) 0	30,48 0,1871	32,86 1,8962	32,29 1,5267	31,91 1,2488	31,600 1,0001	31,600 1,0001

ТАБЛИЦА 29

Распределение компонентов в примере V-7

Компонент	d	x_D
CH_4	2,00000	$0,63291 \cdot 10^{-1}$
C_2H_6	9,99988	0,316445
C_3H_6	5,97234	0,18900
C_3H_8	$1,23464 \cdot 10^{-1}$	0,39071
<i>изо-</i> C_4	0,74224	$0,23489 \cdot 10^{-1}$
<i>n</i> - C_4	0,53708	$0,16996 \cdot 10^{-1}$
<i>n</i> - C_5	$0,20157 \cdot 10^{-2}$	$0,63787 \cdot 10^{-4}$
<i>n</i> - C_6	$0,940469 \cdot 10^{-5}$	$0,29762 \cdot 10^{-6}$
<i>n</i> - C_7	$0,63453 \cdot 10^{-7}$	$0,20080 \cdot 10^{-8}$
<i>n</i> - C_8	$0,44408 \cdot 10^{-9}$	$0,14053 \cdot 10^{-10}$
$t_{\text{кип.}} = 204^{\circ}\text{C}$	$0,65181 \cdot 10^{-12}$	$0,20627 \cdot 10^{-13}$

ТАБЛИЦА 30

Потоки пара и нагрузки на промежуточные холодильники, рассчитанные методом постоянного состава и Q -методом с применением форсирующих процедур

№ тарелки	№ приближения									
	второе		третье		четвертое		одиннадцатое		двенадцатое	
	V_j	Q_j	V_j	Q_j	V_j	Q_j	V_j	Q_j	V_j	Q_j
0	—	$Q_c=40,1 \cdot 10^4$	—	$Q_c=39,8 \cdot 10^4$	—	$Q_c=39,6 \cdot 10^4$	—	$Q_c=39,6 \cdot 10^4$	—	$Q_c=39,6 \cdot 10^4$
1	94,8	0,0	94,8	0,0	94,8	0,0	94,8	0,0	94,8	0,0
2	92,8	0,0	93,9	0,0	93,5	0,0	93,3	0,0	93,3	0,0
3	89,5	0,0	90,1	0,0	90,2	0,0	89,4	0,0	89,4	0,0
4	79,8	$86,4 \cdot 10^3$	81,6	0,0	81,8	0,0	80,1	0,0	80,1	0,0
5	113,8	$27,2 \cdot 10^3$	118,0	0,0	113,5	0,0	110,7	0,0	110,7	0,0
6	113,8	$22,0 \cdot 10^3$	128,2	0,0	128,6	0,0	126,0	0,0	126,0	0,0
7	113,8	$25,1 \cdot 10^3$	134,8	$26,8 \cdot 10^3$	138,2	0,0	136,5	0,0	136,5	0,0
8	113,8	$26,5 \cdot 10^3$	136,5	$28,9 \cdot 10^3$	144,7	0,0	144,0	0,0	144,0	0,0
9	113,8	$22,6 \cdot 10^3$	136,5	$14,1 \cdot 10^3$	148,6	0,0	148,4	0,0	148,4	0,0
10	113,8	$40,9 \cdot 10^2$	136,5	0,0	149,5	0,0	149,0	0,0	149,0	0,0
11	113,8	0,0	133,9	0,0	144,6	0,0	143,3	0,0	143,3	0,0
12	103,3	$Q_R=11,1 \cdot 10^5$	117,7	$Q_R=12,5 \cdot 10^5$	124,9	$Q_R=13,2 \cdot 10^5$	123,3	$Q_R=13,2 \cdot 10^5$	123,3	$Q_R=13,2 \cdot 10^5$

потоков жидкости при второй форсирующей процедуре, оказывались более жесткими, чем это необходимо при решении данной задачи сочетанием метода постоянного состава и Q -метода.

Методика Льюиса и Матисона в сочетании с уравнением теплового баланса

Решение уравнений, характеризующих процесс на каждой тарелке, по методике Льюиса и Матисона проводится при расчете колонны по высоте. При этом используются уравнения теплового баланса, составленные по обычному методу и методу постоянного состава.

Существуют различные способы одновременного решения уравнений материального и теплового балансов. Их можно разделить на две категории. В первую входят те способы, в которых проводится решение всех уравнений для каждой тарелки при каждом приближении.

В главе IV изложено применение способа Ньютона — Рафсона для решения уравнений, описывающих каждую тарелку⁶.

Другой способ, относящийся к первой категории⁷, также дает хороший результат⁸.

Допустим, что нагрузки на дефлегматор и кипятильник определены на основе заданного распределения продуктов. Рассмотрим ($j - 1$)-ю тарелку исчерпывающей секции, исходя из того, что расчеты для всех тарелок, расположенных ниже, выполняются аналогично, как и для ($j - 1$)-й тарелки, а также дают температуру T_j и состав — значения y_{ji} пара, покидающего j -тую тарелку и поступающего на ($j - 1$)-ю тарелку. Данный способ состоит из следующих шагов:

а) допускают, что $V_{j,1} = V_{j+1}$; здесь $V_{j,1}$ — первое предполагаемое значение переменной V_j ;

б) вычисляют значения L_{j-1} и $x_{j-1,i}$ по уравнениям материального баланса:

$$l_{j-1,i} = V_j y_{ji} + b_i \quad (V,14)$$

$$L_{j-1} = \sum_{i=1}^e l_{j-1,i} \quad (V,15)$$

$$x_{j-1,i} = l_{j-1,i} / L_{j-1} \quad (V,16)$$

- в) найдя $x_{j-1,i}$, определяют температуру T_{j-1} ;
- г) по полученным составам и температуре рассчитывают H_j и h_{j-1} по уравнениям (V,1) и (V,2);

д) определяют V_j по уравнению материального и теплового баланса

$$L_{j-1}h_{j-1} = V_jH_j + Bh_B - Q_R \quad (\text{V},17)$$

$L_{j-1} = V_j + B$, поэтому уравнение (V,17) можно решить относительно V_j и получить уравнение (V,4a);

е) Если значение для V_j , определенное, как это описано в п. «д», равно значению V_{j-1} , принятому в п. «а», то переходят к расчету следующей тарелки.

В противном случае повторяют расчет по п. «а»—«д», беря новое значение для потока пара V_{j+2} , которое рассчитывается по уравнению

$$V_{j+2} = mV_{j+1} + (1-m)V_j \quad (\text{V},18)$$

Первоначально для m принимают значение, равное 0,5. Если проявляется тенденция к расхождению, то величина m уменьшается.

Ко второй категории относятся способы, в которых при потарельочном расчете решается только часть уравнений, а затем остальные переменные определяют простыми итерациями, применяя соответствующие уравнения. Примером такого решения является способ, описанный в литературе⁹ и состоящий из следующих шагов.

Исходя из заданных величин потоков и распределения продуктов разделения, выполняют расчеты для всей колонны по методике Льюиса и Матисона. По найденным температурам и составам рассчитывают энталпии потоков по уравнениям (V,1) и (V,2). Общие потоки жидкости и пара, которые используются для следующего приближения, вычисляют обычным методом путем составления тепловых балансов [уравнения (V,3)—(V,6)].

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ (см. главы II—IV)

H_j, h_j —энталпии соответственно 1 моль пара и 1 моль жидкости, покидающих j -тую тарелку.

H_{ji}, h_{ji} —энталпии 1 моль чистого i -того компонента соответственно в паре и жидкости при температуре на j -той тарелке.

h_B —энталпия 1 моль кубового остатка B , выходящего из колонны.

$h(x_B)_i$ —энталпия 1 моль, рассчитанная исходя из значений x_B и энталпии жидкости (значение h_{ji}), определенных при температуре на j -той тарелке.

$h(y_{j+1})_j$ —энталпия 1 моль, рассчитанная исходя из значений y_{j+1} и h_{ji} .

$H(x_j)_{j+1}$ —энталпия 1 моль, рассчитанная исходя из значений x_{j+1} и $H_{j+1,i}$.

H_D —энталпия 1 моль дистиллята независимо от его агрегатного состояния.

$H(X_D)_{j+1}$ —энталпия 1 моль, рассчитанная исходя из значений X_D и $H_{j+1,i}$.

L_{\min}, L_{\max} —минимальный и максимальный допустимые потоки жидкости.

M_D , M_B — составляющие теплового баланса (обычный метод) соответственно для укрепляющей и исчерпывающей секции [см. уравнения (V,3) и (V,4)].

m — множитель в уравнении (V,18).

p — число, применяемое для выражения допустимого отклонения для потоков жидкости при каждом приближении [см. текст после уравнения (V,10)].

Q_e — нагрузка на дефлегматор.

Q_R — нагрузка на кипятильник.

Q_j — нагрузки на промежуточный холодильник.

ЗАДАЧИ

V-1. Вывести уравнения [уравнения (V,3)–(V,6)] для обычного метода составления тепловых балансов.

V-2. Показать, что сочетание метода постоянного состава и Q -метода для простых колонн приводит к следующей системе уравнений (значения Q определяются так, как указано в тексте):

$$Q_e = L_0 [H(x_0)_1 - h_0] + D [H(X_D)_1 - H_D]$$

$$L_1 = \frac{D [H_D - H(X_D)_2] + Q_e}{[H(x_1)_2 - h_1]}$$

$$L_j = \frac{D [H_D - H(X_D)_{j+1}] + Q_e + \sum_{k=1}^{j-1} Q_k}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} \quad 2 \leq j < f-2$$

$$L_{f-1} = \frac{D [H_D - H(X_D)_f] + Q_e + V_F [H(y_F)_f - H_F] + \sum_{k=1}^{f-2} Q_k}{[H(x_{f-1})_f - h_{f-1}]}$$

$$L_f = \frac{D [H_D - H(X_D)_{f+1}] + Q_e - F [H - H(X)_{f+1}] + \sum_{k=1}^{j-1} Q_k}{[H(x_f)_{f+1} - h_f]} \quad f \leq j \leq N$$

V-3. Установить, что, когда расчет сошелся (температура и составы остаются неизменными при каждом приближении, а $\theta = 1$), общие потоки пара и жидкости, вычисленные по материальному балансу, согласуются с данными, рассчитанными по тепловым балансам.

V-4. а) Показать, что при сочетании методики расчета Тиле и Геддеса, Θ -метода и обычного метода составления тепловых балансов результаты, определяемые при каждом промежуточном приближении, зависят от начальной точки отсчета (начала координат), выбранной для энтальпии каждого компонента. Кроме этого, показать, что после достижения сходимости общие потоки фаз не зависят от точки отсчета, выбранной для энтальпии каждого компонента.

б) Показать, что в случае, когда для составления тепловых балансов применяется метод постоянного состава вместо обычного метода, результаты, определяемые при любом промежуточном приближении, не зависят от начальной точки отсчета, выбранной для энтальпии каждого компонента.

Л И Т Е Р А Т У Р А

1. Canik L. J., Hardy B. W., Holland C. D., Petrol. Ref., 40, № 12, 161 (1961).
2. Hardy B. W., Sullivan S. L. jr., Holland C. D., Petrol., Ref., 40, № 9, 237 (1961).
3. Weisenfelder A. J., Holland C. D., Johnson R. H., Petrol. Ref., 40, № 10, 175 (1961).
4. Lyster W. N., Sullivan S. L. jr., Billingsley D. S., Holland C. D., Petrol. Ref., 38, № 6, 221 (1959).
5. Robinson C. S., Gilliland E. R., Elements of Fractional Distillation, New York, McGraw-Hill Book Company, Inc., 1950, p. 261.
6. Greenstadt J., Yonatan B., Burt M., Ind. Eng. Chem., 50, 1644 (1958).
7. Davis P. C., Sobel B. A., Absorber-stripper Calculations with a Digital Computer, paper presented at the National Meeting of the Am. Ind. Chem. Eng. in Tulsa, Oklahoma, September, 1960.
8. Ball W. E., Computer Programs for Distillation, paper presented at the Machine Computation Special Workshop Session on Multicomponent Distillation at the 44th National Meeting of the Am. Ind. Chem. Eng. in New Orleans, February 27, 1961.
9. Bonner J. S., Am. Petrol. Inst. Quart., Division of Refining, 36, № 3, 23 (1956).

УСОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ РАСЧЕТА ПРОСТЫХ КОЛОНН



При решении различных задач путем сочетания методики Тиле и Геддеса с θ -методом стали очевидными некоторые недостатки расчета. Устранение этих недостатков* привело к усовершенствованию расчета.

Отдельные рекомендации по усовершенствованию расчета иногда очень тесно связаны, а иногда не зависят одна от другой. В данной главе рассматриваются такие вопросы, как минимизация погрешности вычисления (округления), расчет при наличии распределяющихся и однофазных нераспределяющихся компонентов, влияние температуры кипения и точки росы на скорость сходимости, а также другие специфические моменты расчета простых колонн.

Уменьшение погрешности вычисления (округления)

Погрешность вычисления (округления) сводится к минимуму в простой дистиляционной колонне в случае, когда расчет проводят сверху вниз и снизу вверх до тарелки питания. Этот результат обосновывается в настоящем разделе.

В возможности обнаружения погрешности вычисления (округления) и сведения ее к минимуму заключается преимущество методики Тиле и Геддеса в сравнении с методикой Льюиса и Матисона.

В главе III показано, что при любых заданных L/V и температурах на тарелках методика расчета Тиле и Геддеса дает одинаковые значения количества каждого компонента на каждой тарелке независимо от того, проводятся ли расчеты сверху вниз или снизу вверх по колонне. Следовательно, любое различие в количествах компонента, вычисленных различными способами, следует связывать с погрешностью вычисления (округления). Применение

методики Тиле и Геддеса позволяет делать расчеты сверху вниз для одного компонента и снизу вверх для другого, что необходимо для сведения к минимуму указанной погрешности.

При применении методики Льюиса и Матисона расчет для всех компонентов нужно проводить в одном и том же направлении, поскольку при вычислении равновесия (точки кипения и росы) на каждой тарелке требуются мольные доли всех компонентов *. Казалось бы, что при расчете с восемью десятичными знаками погрешность вычисления сводится к нулю. Приводимый ниже пример VI-1 показывает, что это не так.

Пример VI-1. Рассмотрим следующую систему уравнений:

$$\begin{aligned} Z_2 &= AZ_1 - B \\ Z_3 &= AZ_2 - B \\ &\dots \\ Z_j &= AZ_{j-1} - B \end{aligned}$$

Допустим, что $A = B = 10$ и $Z_1 = 10/9$, требуется найти Z_{11} . ЭВЦМ, в которой используется восемь десятичных знаков, берет следующие значения для Z_i :

$$Z_1 = 1,111111$$

Следовательно

$$\begin{aligned} Z_2 &= (10)(1,111111) - 10 = 1,111110 \\ Z_3 &= (10)(1,111110) - 10 = 1,111100 \\ Z_4 &= (10)(1,111100) - 10 = 1,111000 \\ Z_5 &= (10)(1,111000) - 10 = 1,110000 \\ Z_6 &= (10)(1,110000) - 10 = 1,100000 \\ Z_7 &= (10)(1,100000) - 10 = 1,100000 \\ Z_8 &= (10)(1,000000) - 10 = 1,000000 \\ Z_9 &= (10)(0,000000) - 10 = 0,000000 \\ Z_{10} &= (10)(-10,000000) - 10 = -110,00000 \\ Z_{11} &= (10)(-110,00000) - 10 = -1110,00000 \end{aligned}$$

Правильным ответом для Z_{11} будет

$$Z_{11} = 1,111111$$

Погрешность таких вычислений может существовать и при расчетах ректификационных систем в зависимости от процедуры потарелочных вычислений.

Для того чтобы показать, что погрешность вычисления (округления) сводится к минимуму для простых колонн, если проводить расчеты сверху вниз и снизу вверх до тарелки питания (метод

* Это утверждение неверно. Имеются методики расчета «от тарелки к тарелке», в которых направление вычислений по колонне различно для разных компонентов (см. В. М. Платонов, Б. Г. Берго, Разделение многокомпонентных смесей, Изд. «Химия», 1965) — Прим. ред.

соответствия по тарелке питания), необходимо рассмотреть другие возможные направления потарелочного расчета. В главе III приведены формулы для расчетов сверху вниз [уравнения (III,6)–(III,8) и (III,32)], и снизу вверх [уравнения (III,9)–(III,11) и (III,25)]. Эти потарелочные процедуры расчета называются «соответствием по низу» и «соответствием по верху». Если бы не было погрешности вычисления (округления), то все процедуры расчета дали бы одни и те же результаты. До настоящего времени еще нет методики определения величин и состава потоков по колонне с наименьшей погрешностью. Тем не менее формулы для b_i/d_i [уравнения (III,22), (III,31) и (III,33)] не только эквивалентны теоретически, но почти не зависят от погрешности вычисления (округления). Установлено, что они дают значения b_i/d_i , согласующиеся между собой в пределах семи (из восьми возможных) десятичных знаков. Проведя по той или иной методике все потарелочные расчеты в одном направлении, следует значения b_i/d_i рассчитать на машине по одной из формул, определяемой уравнениями (III,22), (III,31) и (III,33). Найденные при этом значения записываются как $(b_i/d_i)_{\text{фор.}}$.

Значения b_i/d_i можно также получить как конечный результат какой-либо одной потарелочной процедуры расчета. Например, допустим, что вычисления проводят сверху вниз по уравнениям (III,6)–(III,8) и (III,32). Величину $v_{N+1, i}/d_i$ для низа колонны определяют как конечный результат потарелочного расчета.

Соответствующее ему значение b_i/d_i вычисляют по уравнению

$$\left(\frac{b_i}{d_i}\right)_{\text{пот.}} = A_{N+1, i} \left(\frac{v_{N+1, i}}{d_i}\right) \quad (\text{VI},1)$$

Аналогично при расчетах снизу вверх по колонне значения b_i/d_i определяют после окончания потарелочных расчетов по уравнению (III,25).

Соответствующее потарелочное значение b_i/d_i рассчитывают на машине следующим образом:

$$\left(\frac{b_i}{d_i}\right)_{\text{пот.}} = \frac{1}{S_{0i} (l_{0i}/b_i)} \quad (\text{VI},2)$$

Из примера VI-1 ясно, что конечные значения, получающиеся при потарелочном (пошаговом) расчете, в большей мере, чем любое из промежуточных значений, содержат погрешности вычисления (округления).

Таким образом, для определения погрешности вычисления (округления) именно отношение конечных величин было выбрано для анализа (в данном случае b_i/d_i).

На основании изложенного можно считать, что отклонение отношения

$$\frac{(b_i/d_i)_{\text{пот.}}}{(b_i/d_i)_{\text{фор.}}} \quad (\text{VI},2a)$$

от единицы является мерой погрешности вычисления (округления), содержащейся в данной процедуре расчета.

Определена^{1, 2} погрешность вычисления (округления) для простой колонны. Результаты, приведенные в табл. 31, показывают, что большая погрешность наблюдается, если количества очень тяжелого компонента в исчерпывающей секции рассчитываются по уравнениям материального баланса для верхней части колонны (вариант 4).

Аналогично большие погрешности отмечаем и тогда, когда количество очень легкого компонента в укрепляющей секции вычисляют по уравнениям материального баланса для нижней части колонны (вариант 2). Погрешность вычисления (округления) возникает вследствие наличия отрицательных членов в $(1 - FX_i/d_i)$ и $(1 - FX_i/b_i)$, стоящих соответственно в правой части уравнений (III,32) и (III,25). Отметим, что погрешность вычисления (округления) мала в том случае, когда расчеты для очень легкого или очень тяжелого компонента проводят сверху

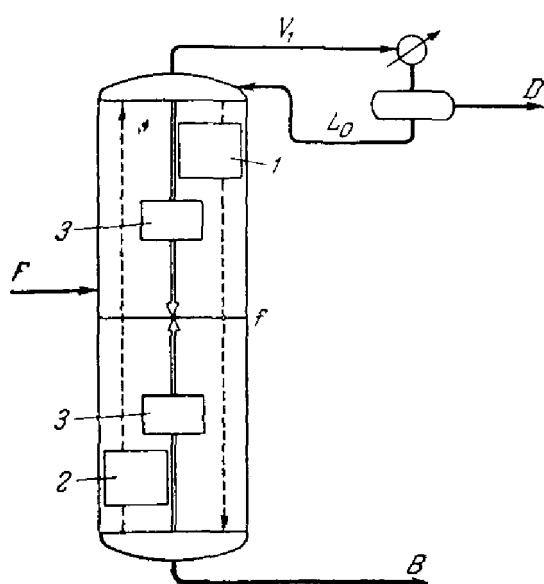


Рис. VI-1. Ошибка вычисления (округления) при расчете от концов колонны к тарелке питания:

1 — очень легкие компоненты; 2 — очень тяжелые компоненты; 3 — все компоненты. [Для очень легких и очень тяжелых компонентов наименьшая погрешность вычисления (округления) возникает при проведении расчета соответственно сверху вниз и снизу вверх по колонне.]

ТАБЛИЦА 31

Ошибка вычисления (округления) при различных методиках расчета простых колонн

№ варианта	№ тарелки питания	Фактор извлечения A	Соответствие по низу $b/d_{\text{пот.}} / b/d_{\text{фор.}}$	Соответствие по верху $b/d_{\text{пот.}} / b/d_{\text{фор.}}$
1	11	1,0000000	1,0000	1,0000
2	11	0,095555555	1,0000	0,9044
3	11	9,5555555	1,0000	1,0000
4	1	9,5555555	$-4,0388 \cdot 10^2$	1,0000
5	1	0,095555555	1,0000	1,0000
6	1	1,00000000	1,0000	1,0000

Примечание. Для всех случаев $N=10$ колонна имеет парциальный дефлегматор и кипятильник, состояние питания — жидкость при температуре кипения, фактор извлечения A — величина постоянная по всей колонне.

вниз и снизу вверх по колонне (вариант 3 и 5). В каждом из упомянутых вариантов числовое значение отрицательного члена мало по сравнению с другими членами уравнений. Погрешность вычислений (округлений) оказывалась наибольшей, когда она была связана с зависимостями типа уравнения, приведенного в примере VI-1. Результаты анализа погрешности вычисления (округления) графически изображены на рис. VI-1.

При потарелочных методиках расчета, описываемых для простых колонн в главе III, применяется численный метод (иногда называемый «nesting»-метод *). Вместо него можно использовать общую формулу для $v_{j,i}/d_i$, которую выводят подстановкой уравнения для $v_{j+1,i}/d_i$ в выражение для $v_{j,i}/d_i$ и т. д., а член $(1 - FX_i/d_i)$ заменяют на его эквивалент $(-b_i/d_i)$. Применение полученной таким образом формулы позволяет в некоторых случаях для простых колонн освободиться от погрешности вычисления (округления) изложенного выше типа. Однако такая методика не освобождает полностью от погрешности вычисления, как это видно из рассмотрения примера VI-1.

Осуществляя такого рода подстановку для примера VI-1, получаем:

$$Z_{11} = A^{10}Z_1 - (A^9 + A^8 + \dots + A + 1)B$$

Поскольку

$$Z_1 = \frac{10}{9}, \quad B = 10 \quad \text{и} \quad A^9 + A^8 + \dots + A + 1 = \frac{A^{10} - 1}{A - 1}$$

то формула для Z_{11} упрощается:

$$Z_{11} = \frac{10^{11}}{9} - \left(\frac{10^{10} - 1}{10 - 1} \right) 10$$

При точности вычисления до восьми десятичных знаков значение для Z_{11} , как это видно из формулы, зависит от порядка выполнения алгебраических действий. Если сначала проводят суммирование геометрического ряда, то $Z_{11} = 0$, поскольку равенство

$$\frac{10^{10} - 1}{10 - 1} = \frac{10^{10}}{9}$$

справедливо в пределах восьми десятичных знаков. В случае когда вначале осуществляется умножение, получают правильный результат:

$$Z_{11} = \frac{10^{11}}{9} - \frac{10^{11}}{9} + \frac{10}{9} = \frac{10}{9}$$

* Согласно этому методу, расчет для каждой тарелки проводится последовательно по рекуррентному уравнению типа (III,25) или (III,32); — *Прим. ред.*

Однако в уравнениях для ректификационных колонн величины A обычно неодинаковы, поэтому и значение суммы ряда можно рассчитывать прямым путем.

Формулы для v_{ji}/d_i , выраженные через факторы A_{ji} (сверху вниз), и для v_{ji}/b_i , выраженные через факторы S_{ji} (снизу вверх), можно применять при расчете значений $(b_i/d_i)_{\text{пот.}}$, которые используются для определения погрешности вычисления (округления). Применение формулы (VI,2а) позволяет выбрать наилучшее сочетание уравнений (v_{ji}/d_i или v_{ji}/b_i) для машинного расчета составов и потоков в колонне.

Для колонн с большим числом тарелок погрешность вычисления (округления) в процессе сложения может стать значительной, например при расчете $l_{f-1, i}/d_i$ «nesting»-методом. Частично эту погрешность можно уменьшить, если начинать суммирование с наименьшего члена [см. уравнение (III,34)].

Однофазные компоненты

Приведенная в данном разделе методика описана в литературе^{1, 3, 4}. Компонент, находящийся только в газовой фазе, называют *однофазным легким компонентом* (его называют часто *инертным*). Компонент, появляющийся только в жидкой фазе, называют *однофазным тяжелым компонентом*. Некоторые газы типа гелия обычно рассматривают как природные однофазные компоненты. Другие трудноконденсирующиеся газы могут рассматриваться как однофазные из-за отсутствия данных по константам равновесия. Однофазные легкие компоненты обозначаются индексом L , а однофазные тяжелые компоненты — индексом H .

Количества однофазных легких и однофазных тяжелых компонентов обозначаются соответственно

$$\sum_L v_{jL} \quad \text{и} \quad \sum_H l_{jH}$$

В простой колонне $\sum_L v_{jL}$ равна сумме FX для этих компонентов на всех тарелках, расположенных выше тарелки питания, $\sum_L v_{jL} = 0$ для каждой тарелки, расположенной ниже тарелки питания. Аналогично $\sum_H l_{jH}$ равна сумме соответствующих значений FX для тарелки питания и всех тарелок, расположенных ниже нее, $\sum_H l_{jH} = 0$ для всех тарелок, расположенных выше тарелки питания.

Ниже приведены формулы для расчета составов и обсуждается метод сходимости:

$$y_{ji} = \left(\frac{V_j - \sum_L v_{jL}}{V_j} \right) \frac{(v_{ji}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}}{\sum_{i \neq H, L} (v_{ji}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}} \quad i \neq H, L \quad (\text{VI},3)$$

$$x_{ji} = \left(\frac{L_j - \sum_H l_{jH}}{L_j} \right) \frac{(l_{ji}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}}{\sum_{i \neq H, L} (l_{ji}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}} \quad i \neq H, L \quad (\text{VI},4)$$

$$y_{jL} = \frac{v_{jL}}{V_j} \quad \text{и} \quad x_{jH} = \frac{l_{jH}}{L_j} \quad (\text{VI},5)$$

Рекомендуется применять следующие уравнения, если значения L_j и V_j не заданы:

$$V_j = \sum_{i \neq H, L} \left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} + \sum_L v_{jL} \quad (\text{VI},6)$$

$$L_j = \sum_{i \neq H, L} \left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right)_{ca} (b_i)_{co} + \sum_H l_{jH} \quad (\text{VI},7)$$

Метод сходимости. При расчете простой колонны, когда значения V_1 (или L_0) и D заданы, используют следующую формулу:

$$(d_i)_{co} = \frac{FX}{1 + \theta (b_i/d_i)_{ca}} \quad i \neq H, L \quad (\text{VI},8)$$

Значение θ представляет собой положительный корень уравнения $g(\theta) = 0$, где функцию g определяют из выражения

$$g(\theta) = \sum_{i \neq H, L} (d_i)_{co} - \left(D - \sum_L FX_L \right) \quad (\text{VI},9)$$

Положительный корень можно найти по способу Ньютона или интерполярованием (см. главы I и IV). Определяя $(d_i)_{co}$ по уравнению (VI,8), вычисляют $(b_i)_{co}$ по следующей формуле:

$$(b_i)_{co} = \theta \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} \quad (\text{VI},10)$$

Для однофазного тяжелого компонента $(b_H)_{co} = FX_H$. Уравнения (VI,3)–(VI,10) применяются в методике расчета Тиле и Геддеса так, как это описано в главах III и IV.

Выход выражения для функции g и уравнения для определения мольного состава потоков. Выход уравнений (VI,3)–(VI,10) проводят тем же путем, как это описано в главе IV. Допустим,

что значения V_j и L_j постоянны по всей колонне вследствие применения гипотетических промежуточных холодильников (или нагревателей). Предполагается также, что питание содержит распределяющиеся однофазные легкие и тяжелые компоненты. Компоненты, находящиеся в колонне в двух фазах, а также поступающие в дистиллят и кубовый продукт (остаток), называются распределющими. Задача состоит в нахождении корректированных значений d_i и b_i , отвечающих условию баланса

$$FX_i = (d_i)_{co} + (b_i)_{co} \quad (\text{VI},11)$$

и удовлетворяющих значению D :

$$D = \sum_L v_{0,L} = \sum_{i \neq H, L} (d_i)_{co} \quad (\text{VI},12)$$

где сумма значений $v_{0,L}$ равна сумме соответствующих значений FX_L .

На основе аргументов, приведенных в главе IV, постулируется, что для всех распределяющихся компонентов

$$(v_{ji})_{co} = \sigma_j \left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} \quad i \neq H, L \quad (\text{VI},13)$$

$$(l_{ji})_{co} = \tau_j \left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right)_{ca} (b_i)_{co} \quad i \neq H, L \quad (\text{VI},14)$$

Выход формулы для $(b_i/d_i)_{co}$ [уравнение (VI,10)] точно такой же, как в главе IV. Решая уравнение (VI,11) относительно $(d_i)_{co}$, получают выражение (VI,8). Следует отметить, что выражение для функции $g(\theta)$ получается преобразованием уравнения (VI,12).

Формулы для расчета мольного состава потоков выводятся следующим образом. Из уравнений (VI,13) и (VI,14) следует, что

$$V_j = \sum_{i \neq H, L} \sigma_j \left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} + \sum_L v_{jL} \quad (\text{VI},15)$$

$$L_j = \sum_{i \neq H, L} \tau_j \left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right)_{ca} (b_i)_{co} + \sum_H l_{jH} \quad (\text{VI},16)$$

Согласно определению мольной доли, из уравнений (VI,13) и (VI,15) можно получить:

$$y_{ji} = \frac{\sigma_j (v_{ji}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}}{\sum_{i \neq H, L} \sigma_j (v_{ji}/d_i)_{ca} (d_i)_{co} + \sum_L v_{jL}} \quad (\text{VI},17)$$

Исключая из этого выражения σ_j путем применения уравнения (VI,15) и затем проводя преобразование, получаем желаемый результат — уравнения (VI,3). Аналогично выводят уравнения (VI,4) и (VI,5).

В случае достижения сходимости расчета $\sigma_j = \tau_j = 1$ для всех j . Уравнения (VI,15) и (VI,16) упрощаются при каждом приближении, если τ_j и σ_j берут равными единице для каждой тарелки, давая приближенные выражения V_j и L_j [уравнения (VI,6) и (VI,7)]. Применение этих формул дало удовлетворительные результаты при решении самых различных задач.

Расчет температурных профилей

Температуры по высоте колонны определяют по температуре кипения компонентов. Температура кипения представляет собой такое положительное значение T , при котором

$$f(T) = \sum_{i=H, L} K_{ji} x_{ji} - \left(1 - \sum_L y_{jL} \right) \quad (\text{VI,18})$$

Температура точки росы определяется как положительное значение T , которое дает $F(T) = 0$, причем

$$F(T) = \sum_{i \neq H, L} \frac{y_{ji}}{K_{ji}} - \left(1 - \sum_H x_{jH} \right) \quad (\text{VI,19})$$

Поскольку $f(T)$ содержит мольные доли жидкой и паровой фаз, все составы следует вычислять по уравнениям (VI,3)–(VI,5). Если же все компоненты являются распределющимися, то требуется только значение x_{ji} .

Решением примера VI-2 иллюстрируется расчет систем, содержащих однофазные компоненты ⁴. Исходные данные для примеров VI-2–VI-10 приведены ниже, а состав питания — в табл. 32.

ТАБЛИЦА 32

Состав питания FX для примеров VI-2–VI-10

Компонент	VI-2	VI-3	VI-4	VI-5	VI-6	VI-7	VI-8	VI-9	VI-10
Однофазный легкий	50	—	—	—	—	—	—	—	—
$C_{K=10}^*$	—	—	—	50,0	—	60,0	—	—	—
CH_4	—	—	50,0	—	60,0	—	70	80,0	85
C_2H_6	—	0,54	—	—	—	—	—	—	—
C_3H_8	3	28,03	—	—	—	—	—	—	—
$iso-C_4$	10	15,40	—	—	—	—	—	—	—
$n-C_4$	15	7,52	33,4	33,4	26,7	26,7	20	13,34	10
$iso-C_5$	7	20,24	16,6	16,6	13,3	13,3	10	6,66	5
$n-C_5$	5	11,80	—	—	—	—	—	—	—
$n-C_6$	10	4,82	—	—	—	—	—	—	—
$n-C_8$	—	7,20	—	—	—	—	—	—	—
$t_{\text{кип.}} = 260^\circ C$	—	4,45	—	—	—	—	—	—	—

* Фиктивный компонент, у которого $K = 10$ при любой температуре и давлении 21 атм.

ТАБЛИЦА 33

Решение примера VI-2 (температуры и потоки пара)

№ тарелки	№ приближения					
	начальный профиль	6	12	начальный профиль	6	12
Температурные профили						Потоки пара
0	71,11	46,84	46,83	75	75,0	75,0
1	79,44	93,01	93,13	225	225,0	225,0
2	87,78	97,50	98,94	225	294,6	288,3
3	96,11	99,80	101,30	225	294,6	295,5
4	104,44	103,04	104,17	225	294,6	292,4
5	112,78	122,94	122,46	175	204,8	210,9
6	121,11	126,83	126,40	175	235,5	237,4
7	129,44	132,04	131,68	175	233,0	232,9
8	137,78	138,93	138,71	175	223,6	226,5
9	148,11	148,07	148,02	175	217,6	219,0
10	154,55	159,81	159,81	175	211,2	211,0
11	162,78	168,41	168,43	175	203,2	204,8
D^*	—	74,961	74,999			
θ_0	—	0,9852	0,9998			

* Величина D вычислена.

Решение примера VI-2 дано в табл. 33, 34.

Пример VI-2. Парциальный дефлегматор, $N = 10$, $f = 4$, $V_1 = 225$, $D = 75$ (пар), питание поступает в виде паро-жидкостной смеси при температуре 60°C и давлении в колонне 21 atm .

Пример VI-3. Парциальный дефлегматор, $N = 38$, $f = 19$, $V_1 = 140$, $D = 40$ (пар), питание поступает частично в виде паро-жидкостной смеси при температуре 116°C и давлении в колонне 21 atm . Начальный температурный профиль принят линейным с максимальной температурой 168°C . Начальные потоки пара были 140 и 130 соответственно в укрепляющей и исчерпывающих секциях.

ТАБЛИЦА 34

Состав продуктов разделения для примера VI-2

Компонент	d	b	Компонент	d	b
Приближение двенадцатое			Приближение двенадцатое		
Однофазный легкий	50,000	0	<i>n</i> -C ₆	12,210	2,790
C ₃ H ₈	2,999	$9,880 \cdot 10^{-4}$	<i>изо</i> -C ₅	$6,335 \cdot 10$	6,937
<i>изо</i> -C ₄	2,717	$2,835 \cdot 10^{-1}$	<i>n</i> -C ₅	$1,059 \cdot 10^{-2}$	4,989
			<i>n</i> -C ₆	$5,750 \cdot 10^{-5}$	9,99994

Примеры VI-4—VI-10. Парциальный дефлегматор, $N = 18$, $f = 17$, $V_1 = 108$, $D = 90$ (пар), питание поступает в виде насыщенного пара при давлении в колонне 21 atm . Потоки пара и жидкости следующие: укрепляющая секция $V = 108$ и $L = 18$, отпарная секция $V = 8$ и $L = 18$.

Нераспределяющиеся компоненты

Несмотря на то что некоторые компоненты и присутствуют в обеих фазах в районе тарелки питания, практически они исчерпываются в укрепляющей или отпарной секциях и содержатся только в одной продуктовой фракции. Такие компоненты называются *нераспределяющимися компонентами*, и учитываются они различными способами.

Если значение b_i/d_i меньше некоторой установленной небольшой величины (порядка нижнего предела для данной ЭВЦМ), то такой компонент называется *нераспределяющимся легким компонентом*. Для него можно принять $b_i = 0$ и $d_i = FX_i$, что оказывается справедливым как для рассчитанных, так и для корректированных значений b_i и d_i . Аналогично этому, если b_i/d_i i -того компонента равно или больше некоторого большого числа (порядка верхнего предела для данной ЭВЦМ), то такой компонент называется *нераспределяющимся тяжелым компонентом*. Для такого компонента рассчитанные и корректированные значения d_i и b_i имеют следующие значения: $d_i = 0$ и $b_i = FX_i$.

Количество нераспределяющегося легкого компонента выше тарелки питания рассчитывают по уравнениям (III,6)–(III,8). Количество нераспределяющегося легкого компонента на тарелках ниже тарелки питания вычисляют по уравнениям, полученным из рассмотрения баланса для верхней части колонны [уравнение (III,32)]. Отметим, что это уравнение (III,32) упрощается, поскольку разность $1 - FX_i/d_i = 0$. В этом случае можно надеяться на высокую степень точности, так как равна нулю разность, с которой связана основная погрешность вычисления (см. табл. 31).

Аналогично по уравнениям (III,9)–(III,11) можно вычислить количество нераспределяющегося тяжелого компонента на тарелках ниже тарелки питания. Расчеты для тарелок выше тарелки питания проводят по уравнению (III,25). И в этом случае расчет также упрощается, так как $1 - FX_i/b_i = 0$. Нераспределяющиеся легкие компоненты можно определить, проводя вычисления в направлении от низа колонны к тарелке питания. Если в этом случае найдется такое значение j , при котором l_{ji}/b_i больше некоторой большой величины (заранее определенной), то такой компонент рассматривается как нераспределяющийся легкий компонент. Эта методика исходит из $b_i/d_i = 0$ и дает небольшую погрешность.

Ниже показано, что если существует значение j , при котором

$$\frac{l_{ji}}{b_i} \geq \rho$$

то для компонента, имеющего значение S_{ji} больше единицы

$$\frac{b_i}{d_i} < \frac{f+1}{\rho} \quad (\text{VI.20})$$

где ρ — большое число (верхний предел для ЭВЦМ).

Поскольку правая часть уравнения (VI.20) имеет примерно тот же порядок величины, что и нижний предел $1/\rho$ для ЭВЦМ, то ее можно приравнять нулю. Значения l_{ji}/d_i , полученные в результате расчета снизу вверх по колонне, анулируются, а все количества компонента на тарелках находят путем расчетов сверху вниз по уравнениям (III.6)–(III.8) и (III.32). Аналогично для нераспределяющегося тяжелого компонента в расчетах, проводимых сверху вниз, находят значения j , при которых $v_{ji}/d_i \geq \rho$. Можно показать также, что значение b_i/d_i является величиной того же порядка, что и β , поэтому $d_i = 0$. В этом случае значения v_{ji}/d_i ,

найденные расчетом сверху вниз по колонне, анулируются, а количество нераспределяющегося тяжелого компонента вычисляют по уравнениям (III.9)–(III.11) и (III.25). Графическая предлагающая методика показана на рис. VI-2.

Вывод неравенства, определяемого уравнением (VI.20). Отношение l_{ji}/b_i может стать равным или большим ρ , если одно или несколько значений $S_{ji} > 1$. В общем виде значения S_{ji} являются большими величинами для наиболее легких компонентов.

Рассмотрим легкий компонент, у которого $S_{ji} > 1$ для всех j . Допустим, что при расчете снизу (от куба колонны) найдена тарелка с индексом m , для которой $l_{mi}/b_i \geq \rho$ (большое число, например, 10^{38}). Поскольку все значения $S_{ji} > 1$, то

$$\frac{v_{mi}}{b_i} > \frac{l_{mi}}{b_i}$$

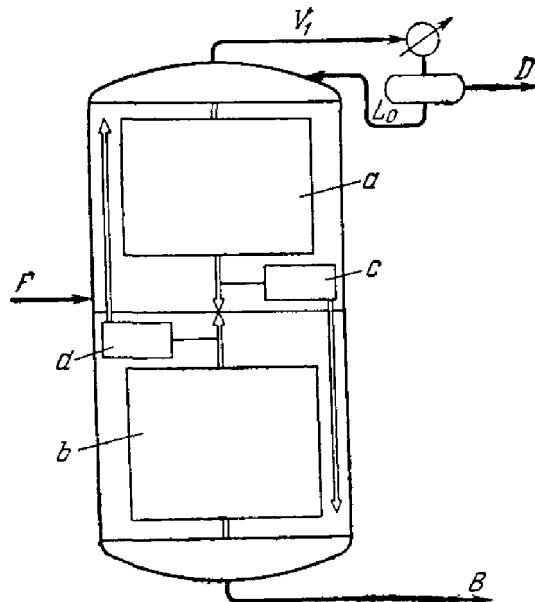


Рис. VI-2. Схема расчета при наличии нераспределяющихся компонентов в простой колонне:

a — верхняя часть колонны:
этапы: 1 — начинают расчеты сверху для всех компонентов; 2 — отбрасывают полученные результаты для нераспределяющихся тяжелых компонентов; 3 — продолжают расчет для нераспределяющихся легких компонентов до низа колонны.

b — нижняя часть колонны:
этапы: 1 — для всех компонентов расчеты начинают снизу; 2 — отбрасывают полученные результаты для нераспределяющихся легких компонентов; 3 — продолжают расчет для нераспределяющихся тяжелых компонентов до верха колонны.

c — нераспределяющиеся легкие компоненты;
d — нераспределяющиеся тяжелые компоненты.

При дальнейшем применении уравнения (III,10) будут получаться все большие v_{mi}/b_i .

Таким образом

$$\frac{v_{fi}}{b_i} > \frac{v_{mi}}{b_i}$$

Рассмотрим уравнение (III,34). Поскольку все величины $S_{ji} > 1$, то все значения $A_{ji} < 1$. Если значение $A_{j,i} = 1$ подставить в уравнение (III,34) от $j = 0$ до $j = f - 1$, то получим следующий результат:

$$\frac{l_{f-1,i}}{d_i} < f$$

где f — номер тарелки питания.

Кроме того, уравнение (III,22) дает

$$\frac{l_{Fi}}{FX_i} \leq 1$$

Следовательно, числитель уравнения (III,32) меньше $f + 1$, а знаменатель больше ρ , т. е.

$$\frac{v_{fi}}{b_i} + \frac{v_{Fi}}{FX_i} > \rho$$

Подставляя эти результаты в уравнение (III,22), получим:

$$\frac{b_i}{d_i} < \frac{f+1}{\rho} \quad (\text{VI,21})$$

Модификации формул с учетом нераспределяющихся компонентов. Формулы, выведенные для распределяющихся компонентов, справедливы и для нераспределяющихся компонентов, если заменить члены, содержащие неопределенность (для этих компонентов), на их эквиваленты. В выражении для y_{ji} [уравнение (VI,3)] член $(v_{ji}/d_i)_{ca}(d_i)_{co}$ для нераспределяющегося тяжелого компонента содержит неопределенность типа

$$\lim_{(d_i)_{ca} \rightarrow 0} \frac{(d_i)_{co}}{(d_i)_{ca}} = \frac{0}{0} \quad (\text{VI,22})$$

Неопределенность раскрывается следующим преобразованием первоначального выражения:

$$\left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} = \left(\frac{v_{ji}}{b_i} \right)_{ca} \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} \quad (\text{VI,23})$$

Заменяя $(d_i)_{co}$ на эквивалент, полученный уравнением (VI,10), находим:

$$\left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} = \left[\left(\frac{v_{ji}}{b_i} \right)_{ca} \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca} \right] \left[\frac{1}{\theta} \left(\frac{d_i}{b_i} \right)_{ca} (b_i)_{co} \right]$$

Таким образом

$$\left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} = \frac{1}{\theta} \left(\frac{v_{ji}}{b_i} \right)_{ca} (b_i)_{co} = \frac{(v_{ji})_{ca}}{\theta} \quad (VI,24)$$

поскольку $(b_i)_{ca} = (b_i)_{co} = FX_i$ для нераспределяющегося тяжелого компонента.

В уравнении (VI,4) член $(l_{ji}/b_i)_{ca}(b_i)_{co}$ для нераспределяющегося легкого компонента также содержит неопределенность типа 0/0. Аналогично можно показать, что для нераспределяющегося легкого компонента

$$\left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right)_{ca} (b_i)_{co} = \theta \left(\frac{l_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} = \theta (l_{ji})_{ca} \quad (VI,25)$$

При применении g -функции [уравнение (VI,9)] к смесям, содержащим нераспределяющиеся компоненты, $(d_i)_{co}$ эквивалентно следующим значениям: для нераспределяющегося легкого компонента $(d_i)_{co} = FX_i$, для нераспределяющегося тяжелого компонента $(d_i)_{co} = 0$.

В примере VI-3 приведен расчет ректификации смесей, содержащих нераспределяющиеся компоненты (см. табл. 32 и 35).

ТАБЛИЦА 35

Решение примера VI-3 (при десятом приближении)

№ тарелки	Температура °C	Потоки пара	Состав		Состав продуктов разделения		
			н-C ₆	$t_{kпп.} = 260$ °C	компонент	d	b
0	73,94	40,0	0 *	0 *	C ₂ H ₆	$54,00 \cdot 10^{-2}$	$31,75 \cdot 10^{-13}$
1	79,66	140,0	$1,08 \cdot 10^{-31}$	0	C ₃ H ₈	28,03	$46,36 \cdot 10^{-5}$
2	83,74	139,2	$5,01 \cdot 10^{-30}$	0	изо-C ₄	10,91	$44,93 \cdot 10^{-1}$
10	90,88	138,7	$8,69 \cdot 10^{-18}$	0	н-C ₄	$52,30 \cdot 10^{-2}$	$69,97 \cdot 10^{-1}$
18	97,90	132,6	$4,75 \cdot 10^{-6}$	$1,13 \cdot 10^{-10}$	изо-C ₅	$10,73 \cdot 10^{-7}$	20,24
19	102,64	128,4	$1,13 \cdot 10^{-4}$	$8,14 \cdot 10^{-8}$	н-C ₅	$14,47 \cdot 10^{-9}$	11,80
20	113,89	109,1	$2,05 \cdot 10^{-3}$	$4,38 \cdot 10^{-5}$	н-C ₆	$69,86 \cdot 10^{-18}$	$48,20 \cdot 10^{-1}$
21	117,64	111,8	$2,24 \cdot 10^{-3}$	$4,87 \cdot 10^{-5}$	н-C ₈	0,0	$72,00 \cdot 10^{-1}$
22	120,67	116,0	$2,39 \cdot 10^{-3}$	$5,27 \cdot 10^{-5}$	$t_{kпп.} = 260$ °C	0,0	$44,50 \cdot 10^{-1}$
30	128,37	128,0	$2,80 \cdot 10^{-3}$	$6,42 \cdot 10^{-5}$			
37	142,38	126,9	$4,22 \cdot 10^{-3}$	$1,01 \cdot 10^{-4}$			
38	149,66	125,7	$6,29 \cdot 10^{-3}$	$1,34 \cdot 10^{-4}$			
39	185,95	115,2	$2,03 \cdot 10^{-2}$	$6,47 \cdot 10^{-4}$			
D^{**}	39,999						
		0,998					

* Тяжелый компонент рассматривается как нераспределяющийся при $v_{ji}/d_i < 10^3$.

** Величина D вычислена.

Сравнительная характеристика проведения расчета процесса ректификации по температурам кипения или точки росы. В главе IV показано, что сочетание θ -метода сходимости и методики расчета Тиле и Геддеса позволяет получить корректированные значения составов для паровой и жидкой фаз. Соответствующие этим составам температуры точки росы и кипения одинаковы только в случае, когда достигается сходимость задачи; в противном случае они могут резко отличаться одна от другой.

Приводимый ниже анализ относится к углеводородным системам и базируется на результатах нескольких исследований^{1, 2, 5}. Установлено, что расчеты по температурам кипения дают удовлетворительные результаты для всех систем, за исключением смесей, содержащих большой процент легкого компонента. Для систем, почти целиком состоящих из легких компонентов, использование в расчете температур кипения способствует явлению «раскачивания» при итерациях; для систем, состоящих главным образом из тяжелых компонентов, применение в расчете температур точек росы приводит к замедлению сходимости. Для того чтобы выявить влияние только температур кипения или только точки росы на скорость сходимости, были решены различные примеры для условий постоянных потоков пара и жидкости по колонне.

Известно, что скорость изменения константы равновесия K от температуры увеличивается с возрастанием молекулярного веса углеводорода. Для легкого компонента типа метана такое изменение совершенно незначительно на протяжении широкого интервала температур и давлений. Изменение K для тяжелого компонента в зависимости от температуры является значительным.

Рассмотрим систему, в которой метан (или другой легкий компонент, для которого K мало зависит от температуры) является основным составляющим смеси. Для любой тарелки уравнение, определяющее температуру кипения, может быть записано как $y = Kx = 1,0$. Так как для метана K почти не зависит от температуры, то при незначительных изменениях состава жидкости для удовлетворения указанного уравнения необходимы большие изменения температуры. Вследствие этого для таких систем θ -метод при итерациях часто приводит к «раскачке».

Рассмотрим систему, в которой жидкая фаза почти целиком состоит из тяжелого компонента, и предположим, что температуру на тарелке рассчитывают по точке росы. Тогда при больших изменениях y для тяжелого компонента уравнению точки росы удовлетворяют небольшие изменения T . Применение точек росы к таким системам дает малую скорость сходимости.

Поскольку легче замедлить, чем убыстрить сходимость, была исследована возможность применения θ -метода и температур кипения ко всем системам. Из примеров VI-4—VI-10 (см. табл. 32 и 36) видно, что расчет через температуры кипения можно применять к системам, состоящим из очень легких компонентов, если,

ТАБЛИЦА 36

Результаты, полученные по 0-методу и температурам кипения для питаний, содержащих большой процент легких компонентов

Пример	СН ₄ в питании (FX)	С _K =10 в питании (FX)	Число приближений		Ограничение температурного профиля μ^*
			$ \frac{\Delta D}{D} \leq 0,01$	$ \frac{\Delta D}{D} \leq 0,001$	
VI-4	50	—	5	7	1/2
VI-5	—	50	5	7	1/2
VI-6	60	—	6	9	1/2
VI-7	—	60	8	11	1/2
VI-8	70	—	5	6	1/4
VI-9	80	—	3	5	1/4
VI-10	85	—	7	10	1/8

* Определяется следующим образом: $T = T' + \mu (T'' - T')$, где T , T' и T'' соответственно принимаемая для следующего приближения, принятая в предыдущем приближении и рассчитанная температуры.

как это показано в табл. 36, на изменение температурных профилей между последовательными приближениями налагаются дополнительные ограничения.

Задание различных условий для расчета

Вместо задания общего мольного количества дистиллята можно решать систему, исходя из других условий⁵ (других постановок задач, см. ниже). При этом следует отметить, что решение задачи при иных заданных условиях можно получить, решив серию примеров, в которых принято несколько различных значений D . При прямом способе решения находят θ (в конце каждого приближения), удовлетворяющее какому-либо определенному условию. Следовательно, решение задачи сводится к нахождению функции g для каждого из различных типов заданных условий. Для простоты ниже приводится методика решения для систем, целиком состоящих из распределяющихся компонентов, т. е. систем, в которых нет ни однофазных легких, ни нераспределяющихся компонентов. Помимо заданного D (или заменяющего его условия), допустим, что известно число тарелок в каждой секции, количество, состав и агрегатное состояние питания, давление в колонне и флегмовое число (или V_1 или L_0).

Постановка задачи 1

Задано: $\sum_{i=1}^k d_i$ или $\sum_{i=1}^k b_i$, где $1 \leq k \leq c$ и V_1 (или L_0 или L_0/D).

Если задана сумма значений d_i или b_i и один из фазовых потоков (V_1 или L_0), то система становится математически

определенной в том смысле, что уже нельзя задать никаких других произвольных условий. Рассмотрим сначала условие $\sum_{i=1}^k d_i$, в котором ни одно из значений d_i неизвестно. Перечислив компоненты в любом произвольном порядке, запишем заданное условие для k значений d_i (или b_i). Зависимости, определяемые уравнением (VI,10) и

$$(d_i)_{co} = \frac{FX_i}{1 + \theta (b_i/d_i)_{ca}} \quad (VI,26)$$

выводятся так же, как и в главе IV. Искомое значение θ представляет собой положительный корень, при котором $g(\theta) = 0$, причем

$$g(\theta) = \sum_{i=1}^k (d_i)_{co} - \sum_{i=1}^k d_i \quad (VI,27)$$

Вторая сумма в правой части уравнения (VI,27) представляет собой заданное условие. Выражение (VI,27) решается в отношении искомого значения θ так, как это описывается в главе IV.

Определив искомое значение θ , получают корректированное значение для каждой величины d_i по уравнению (VI,26). Корректированное значение дистиллята для следующего приближения получается сложением обеих частей уравнения (VI,26) от $i = 1$ до $i = c$, что дает

$$D_{co} = \sum_{i=1}^c \frac{FX_i}{1 + \theta (b_i/d_i)_{ca}} \quad (VI,28)$$

Определив значения θ и корректированные значения d_i , по уравнению (VI,10) рассчитывают соответствующие корректированные величины b_i .

Когда заданным является V_1 , флегмовый поток получают по материальному балансу $L_0 = V_1 - D_{co}$. Если задано L_0 , то V_1 рассчитывают при помощи этого же уравнения. Когда в качестве второго начального условия дано L_0/D_1 , значения V_1 рассчитывают как $V_1 = (L_0/D + 1) D_{co}$.

Особый случай, когда $k=c$ (задается общее количество дистиллята D), детально разбирается в главах IV и V. Отметим при этом, что если первым условием является $\sum_{i=1}^k b_i$, то его можно выразить через d_i , поскольку

$$\sum_{i=1}^k d_i = \sum_{i=1}^k FX_i - \sum_{i=1}^k b_i$$

Для такого типа заданных условий (постановка задачи 1) так же, как и для других условий (постановка задач 2 и 3), которые следуют ниже, сумма значений d_i должна быть меньше соответствующей суммы величин FX_i .

Когда в качестве второго условия задано V_1 , решение возможно, если конечное значение D_{eo} дает положительную величину $L_0 = V_1 - D_{eo}$. Предельным значением для D является F .

Постановка задачи 2

Задано: d_1 или b_1 и V_1 (или L_0 , или L_0/D).

Такие условия являются особым случаем постановки задачи 1, когда $k = 1$, причем компоненты можно пронумеровать в произвольном порядке. Поскольку уравнение (VI,27) сводится к

$$d_1 = \frac{FX_1}{1 + \theta(b_i/d_i)_{ca}} \quad (\text{VI},29)$$

то можно непосредственно рассчитать искомое значение θ .

Корректированные значения d_i вычисляют по уравнению (VI,26), а общее количество дистиллята, используемое при следующем приближении, получают из уравнения (VI,28).

Постановка задачи 3

Задано: b_i/d_i и V_1 (или L_0 , или L_0/D).

Этот тип начальных условий можно свести к постановке задачи 2, поскольку

$$d_1 = \frac{FX_1}{1 + (b_1/d_1)}$$

Постановка задачи 4

Заданы: а) температура дистиллята и V_1 (или L_0) или б) температура кубового остатка и V_{N+1} (или L_N).

Для иллюстрации предположим, что в качестве первого условия принимается температура точки росы дистиллята при давлении в колонне. Выражение для $g(\theta)$ в случае этой системы заданных условий получается следующим образом.

Корректированные значения d_i должны удовлетворять не только материальному балансу, но также и соотношению, определяющему температуру точки росы

$$1 = \frac{\sum_{i=1}^c (d_i)_{eo}/K_i}{D_{eo}} \quad (\text{VI},30)$$

в котором значения K_i определяются для заданной температуры.

Подставляя соотношения для $(d_i)_{co}$ и D_{co} из уравнений (VI,26) и (VI,28), получают уравнение для $g(\theta) = 0$:

$$g(\theta) = \sum_{i=1}^c \frac{FX_i [1 - (1/K_i)]}{1 + \theta (b_i/d_i)_{ca}} \quad (VI,31)$$

Определив по уравнению (VI,31), значение θ , дальнейший расчет проводят по методике, изложенной в постановке задачи 1.

Если задана температура кипения дистиллята, то $g(\theta)$ принимает вид

$$g(\theta) = \sum_{i=1}^c \frac{FX_i (1 - K_i)}{1 + \theta (b_i/d_i)_{ca}} \quad (VI,32)$$

Это выражение получается так же, как и уравнение (VI,31).

Функция, определяемая уравнением (VI,31), имеет ($c - 2$) реальных отрицательных корней и один реальный положительный корень, если заданная температура выше температуры кипения наиболее летучего компонента и ниже температуры точки росы питающей смеси при давлении в колонне. Аналогично этому, если заданной является температура кипения дистиллята, функция, определяемая уравнением (VI,32), имеет ($c - 2$) реальных отрицательных корней и один положительный корень, если заданная температура ниже температуры кипения питающей смеси и выше температуры кипения наиболее летучего компонента.

Решение этих уравнений успешно проводится путем итераций, если заданная температура не только находится в указанных пределах, но, кроме того, она выше, чем температура в дефлегматоре при условии полного возврата флегмы в укрепляющей секции.

Для того чтобы существовало решение для случая, когда задана температура кипения кубового продукта (остатка), эта температура должна быть выше точки кипения питания, а также не только ниже температуры кипения наиболее летучего компонента питания, но и ниже температуры в кипятильнике при условии полного возврата флегмы в исчерпывающей секции.

Случай когда задается сумма значений d_i вместо D , иллюстрируется примером VI-7 (табл. 37). В качестве заданного условия для дистиллята принята сумма первых трех компонентов, которая была определена ранее (см. пример V-7, табл. 21). Решение получено по обычному методу составления тепловых балансов (см. главу V).

ТАБЛИЦА 37

Решение примера VI-7

№ тарелки	№ приближения								
	1 *	2	3	4	5	6	7	10	11
Температурные профили									
0 (дистиллят)	42,68	43,93	45,04	44,06	43,02	42,29	42,03	41,97	41,97
1	61,38	63,00	62,97	60,44	58,34	57,29	56,94	56,89	56,89
2	77,14	78,51	75,48	71,01	68,03	65,85	66,56	66,61	66,67
3	97,11	95,90	87,95	80,85	77,42	76,67	76,74	76,87	76,85
4 (питание)	146,78	132,40	110,73	98,49	96,04	97,15	97,84	97,51	97,47
5	144,08	136,50	122,30	112,62	109,27	109,32	109,32	109,31	109,26
6	141,67	138,72	129,08	121,68	113,28	117,57	117,43	117,42	117,40
7	141,52	140,42	133,58	128,13	124,65	123,76	123,52	123,45	123,43
8	142,22	142,30	137,62	137,62	130,05	128,83	128,47	128,49	128,48
9	144,53	144,92	141,30	137,53	135,06	133,38	133,42	133,17	133,16
10	149,30	149,45	146,75	143,72	141,84	140,74	140,30	140,09	140,09
11	158,07	158,50	157,07	155,40	154,29	153,71	153,48	153,35	153,34
12 (кипильник)	185,56	186,34	187,03	186,38	186,38	186,11	185,95	185,87	185,86
$\sum_{i=1}^3 d_i$	17,601	17,959	17,990	17,988	17,980	17,974	17,972	17,97241	17,97235
D_{ca}	27,92 **	31,62	35,11	33,58	32,12	31,630	31,571	31,610	31,607
θ	0,065	0,676	2,893	2,367	1,398	1,045	0,991	1,004	1,002

* Этот профиль был рассчитан исходя из температуры дистиллята, равной 37,8 °С при приросте температуры на каждой тарелке, равном 5,56 °С.

** Для данного примера задано: $\sum_{i=1}^3 d_i = 17,9723$ и $V = 94,8$.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ (см. главы II—V)

k , m — целое число, применяемое для порядкового счета;
 ρ — большое число, порядка верхнего предела для ЭЦВМ.

ЗАДАЧИ

VI-1. На основе указаний, сделанных в тексте, вывести уравнения (VI,3)–(VI,10).

VI-2. Показать, что, применяя уравнения (VI,6) и (VI,7) для нахождения приближенных значений V_j и L_j (если они неизвестны) к уравнениям (VI,3) и (VI,4), получим

$$y_{ji} = \frac{(v_{ij}/d_i)_{ca}(d_i)_{co}}{V_j} \quad i \neq H, L$$

$$x_{ji} = \frac{(l_{ji}/b_i)_{ca}(b_i)_{co}}{L_j} \quad i \neq H, L$$

VI-3. Показать, что соответствующие значения v_{ji} и l_{ji} , которые можно вывести из уравнений (VI,3)–(VI,5), не нужны для покомпонентного материального баланса.

VI-4. Показать, что если в процессе расчетов, осуществляемых сверху вниз в простой ректификационной колонне, получается значение v_{ji}/d_i , которое превышает некоторое наперед заданное число ρ , то из этого следует, что

$$\frac{d_i}{b_i} \approx 0$$

VI-5. Доказать справедливость уравнения (VI,25).

VI-6. Установить, что если реализуются условия, определяемые уравнением (VI,32), то функция $g(\theta)$ в том виде, в каком она получается из уравнения (VI,31), имеет ($c-2$) реальных отрицательных корней и один положительный корень.

VI-7. Показать, что если точка кипения кубового продукта (остатка) является одним из задаваемых условий, то получают следующее выражение для функции g :

$$g(\theta) = \sum_{i=1}^c \frac{\theta (h_i/d_i)_{ca} FX_i (1-K_i)}{1 + \theta (b_i/d_i)_{ca}}$$

VI-8. Показать, что если дана сумма первых k значений X_{Di} и V_1 (или L_0), то получается следующее выражение для функции g :

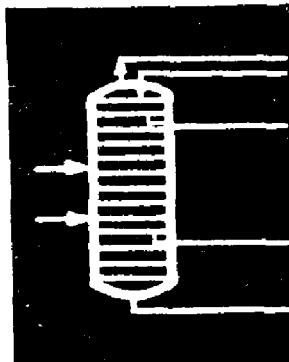
$$g(\theta) = \sum_{i=1}^k \frac{FX_i}{1 + \theta (b_i/d_i)_{ca}} - \left(\frac{\sum_{i=1}^k X_{Di}}{1 - \sum_{i=1}^k X_{Di}} \right) \left[\sum_{i=k+1}^c \frac{FX_i}{1 + \theta (b_i/d_i)_{ca}} \right]$$

VI-9. Проверить результаты, приведенные в табл. 31, для вариантов 1, 2 и 4.

ЛИТЕРАТУРА

1. Weisenfelder A. J., Petrol. Ref., 40, № 10, 175 (1961).
2. Weisenfelder W. N., M. S. thesis, A. and M. College of Texas, College Station, Texas, May 1961.
3. Canik L. J., Hardy B. W., Holland C. D., Bauny H. L., Petrol. Ref., 40, № 12, 161 (1961).
4. Hardy B. W., Sullivan S. L. jr., Holland C. D., Bauny H. L., Petrol. Ref., 40, № 9, 237 (1961).
5. Lyster W. N., Sullivan S. L., jr., Billingsley D. S., Petrol. Ref., 38, № 7, 151 (1959).

РАСЧЕТ СЛОЖНЫХ КОЛОНН



Сложной ректификационной колонной называют колонну, в которую вводится питание или отводятся продукты из нее в нескольких точках по высоте колонны. Расчет сложных колонн можно провести, сочетая методику Тиле и Геддеса с θ -методом сходимости.

При использовании методики Тиле и Геддеса для расчета сложных колонн задают давление в колонне, число тарелок, количество, состав и агрегатное состояние каждого ввода питания, а также номера тарелок питания и тарелок, с которых отводятся боковые отборы. Число дополнительных условий должно быть равно общему числу потоков, которые отводятся (дистиллят, боковые отборы и кубовый продукт). Для колонны с двумя боковыми отборами следует задать дополнительно величины V_1 (или L_0), D , W_1 и W_2 , а они в свою очередь определяют зависимую переменную B .

Для первого приближения значения температуры и профиля L/V принимаются произвольно. В этом случае существует возможность проведения расчетов сверху вниз и снизу вверх. После применения метода сходимости вычисляют составы и соответствующие температуры, а также величины потоков по колонне. Эта процедура повторяется до получения удовлетворительной сходимости температурного профиля.

Метод сходимости

Метод сходимости для сложных колонн применяется¹ аналогично тому, как для простых колонн (см. главы IV и VI). Системы, состоящие из распределяющихся, нераспределяющихся и однородных компонентов, характеризуются приведенными ниже уравнениями, соответствующими θ -методу сходимости. Однако прежде чем эти уравнения применять для систем, содержащих

нераспределяющиеся компоненты, следует заменить некоторые члены их эквивалентами (см. главу VI), при этом можно получить общие уравнения, в которых используется θ -метод сходимости для случая сложных колонн.

Боковой отбор, выводимый из колонны, дает дополнительную степень свободы, что позволяет задать дополнительное условие, например количество этого бокового отбора. Каждое такое условие связано с введением дополнительного множителя θ . Чтобы различать множители θ , им приданы подстрочные индексы [см. уравнения (VII,1)–(VII,3)].

Из общих принципов θ -метода, указанных в главе IV, следует, что

$$\left(\frac{b_i}{d_i}\right)_{co} = \theta_0 \left(\frac{b_i}{d_i}\right)_{ca} \quad i \neq H, L \quad (\text{VII},1)$$

$$\left(\frac{w_{1i}}{d_i}\right)_{co} = \theta_1 \left(\frac{w_{1i}}{d_i}\right)_{ca} \quad i \neq H, L \quad (\text{VII},2)$$

$$\left(\frac{w_{2i}}{d_i}\right)_{co} = \theta_2 \left(\frac{w_{2i}}{d_i}\right)_{ca} \quad i \neq H, L \quad (\text{VII},3)$$

Как и раньше, корректированными считаются те значения, которые одновременно удовлетворяют заданным условиям относительно D , W_1 , W_2 (B является зависимой переменной) и материальному балансу для колонны:

$$FX_i = (d_i)_{co} + (w_{1i})_{co} + (w_{2i})_{co} + (b_i)_{co} \quad i \neq H, L \quad (\text{VII},4)$$

Здесь

$$FX_i = F_1 X_{1i} + F_2 X_{2i}$$

Комбинируя уравнения (VII,1)–(VII,4), получаем выражение для корректированного количества i -того компонента в дистилляте:

$$(d_i)_{co} = \frac{FX_i}{1 + \theta_0 (b_i/d_i)_{ca} + \theta_1 (w_{1i}/d_i)_{ca} + \theta_2 (w_{2i}/d_i)_{ca}} \quad i \neq H, L \quad (\text{VII},5)$$

Подставляя выражение (VII,5) в уравнения (VII,1)–(VII,3), получаем формулы для расчета $(b_i)_{co}$, $(w_{1i})_{co}$ и $(w_{2i})_{co}$. Поскольку корректированные количества должны удовлетворять заданным условиям для D , W_1 и W_2 , нетрудно получить следующие g функции:

$$g_0(\theta_0, \theta_1, \theta_2) = \sum_{i=H, L} (d_i)_{co} - \left(D - \sum_L d_L\right) \quad (\text{VII},6)$$

$$g_1(\theta_0, \theta_1, \theta_2) = \sum_{i \neq H, L} (w_{1i})_{co} - \left(W_1 - \sum_H w_{1H}\right) \quad (\text{VII},7)$$

$$g_2(\theta_0, \theta_1, \theta_2) = \sum_{i \neq H, L} (w_{2i})_{co} - \left(W_2 - \sum_H w_{2H}\right) \quad (\text{VII},8)$$

для определения трех неизвестных θ_0 , θ_1 , θ_2 .

Искомое решение представляют собой положительные значения θ_0 , θ_1 , θ_2 , которые одновременно удовлетворяют условию $g_0 = g_1 = g_2 = 0$. Эти формулы применимы в случае, когда дистиллят отводится в виде пара, а боковые отборы — в виде жидкостей. Если W_1 отбирается выше тарелки питания, на которую поступают однофазные тяжелые компоненты, то в уравнении (VII,7) $\sum_H w_{1H} = 0$. Если W_1 и W_2 отбираются соответственно с тарелок p и q , расположенных ниже самой низкой тарелки питания, то количества однофазных компонентов вычисляют по следующим уравнениям:

$$\sum_H w_{1H} = \left(\frac{W_1}{L_p} \right) \sum_H FX_H \quad (\text{VII},9)$$

$$\sum_H w_{2H} = \left(\frac{W_2}{L_q} \right) \sum_H (FX_H - w_{1H}) \quad (\text{VII},10)$$

Если дистиллят и боковые отборы выводятся в виде пара, то в уравнениях (VII,7) и (VII,8) необходимо провести следующую замену:

$$\left(W_1 - \sum_H w_{1H} \right) \quad \text{на} \quad \left(W_1 - \sum_L w_{1L} \right)$$

$$\left(W_2 - \sum_H w_{2H} \right) \quad \text{на} \quad \left(W_2 - \sum_L w_{2L} \right)$$

При наличии нераспределяющихся компонентов некоторые члены уравнений (VII,6)–(VII,8) содержат неопределенность, которую необходимо раскрыть. Для нераспределяющихся тяжелых компонентов $(d_i)_{co} = 0$ и

$$(w_{1i})_{co} = \theta_1 \left(\frac{w_{1i}}{d_i} \right)_{ca} \quad (d_i)_{co} = \frac{FX_i}{1 + (\theta_0/\theta_1)(b_i/w_{1i})_{ca} + (\theta_2/\theta_1)(w_{2i}/w_{1i})_{ca}} \quad (\text{VII},11)$$

Выражение для $(w_{2i})_{co}$, характеризующее нераспределяющийся тяжелый компонент, имеет вид

$$(w_{2i})_{co} = \theta_2 \left(\frac{w_{2i}}{d_i} \right)_{ca} \quad (d_i)_{co} = \frac{FX_i}{1 + (\theta_0/\theta_2)(b_i/w_{2i})_{ca} + (\theta_1/\theta_2)(w_{1i}/w_{2i})_{ca}} \quad (\text{VII},12)$$

Аналогично получают выражение $(b_i)_{co}$ для нераспределяющегося тяжелого компонента:

$$(b_i)_{co} = \theta_0 \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca} \quad (d_i)_{co} = \frac{FX_i}{1 + (\theta_1/\theta_0)(w_{1i}/b_i)_{ca} + (\theta_2/\theta_0)(w_{2i}/b_i)_{ca}} \quad (\text{VII},13)$$

Если компонент исчерпывается ниже тарелки p (в районе бокового отбора w_1), то тогда $(w_{1i})_{ca} = 0$ и $(w_{1i})_{co} = 0$ и соответствующим образом изменяются уравнения (VII,12) и (VII,13).

Расчет значений θ . На рис. VII-1 и VII-2 показаны графики функций g_0 и g_1 в окрестности положительных значений корней для систем, состоящих только из распределяющихся компонентов, и для колонн с одним боковым отбором.

Необходимо найти положительные значения θ , при которых все функции одновременно равны нулю. Было установлено, что наиболее удовлетворительным среди всех изученных способов решения является способ Ньютона — Рафсона в чистом виде или с некоторыми модификациями. Так как указанный способ описан (см. главу I), в данной главе приводятся лишь некоторые детали, касающиеся его применения, а также его модификации.

При применении способа Ньютона — Рафсона наилучшие результаты наблюдаются в случае, когда первое принимаемое значение для каждого θ берется равным единице, т. е. $\theta_{0,1} = \theta_{1,1} = \theta_{2,1} = 1,0$. Вторая подстрочная цифра показывает номер приближения по способу Ньютона — Рафсона. Расчет начинают с определения функций g_0 , g_1 , g_2 и их частных производных, исходя из первого принятого значения θ . Затем решают уравнения Ньютона — Рафсона и получают вторые значения для θ , а именно $\theta_{0,2}$, $\theta_{1,2}$, $\theta_{2,2}$, которые используют для следующего приближения. Если при заданном приближении (для корректирующих значений θ) получается отрицательная величина θ , то следует взять значение, равное половине принятого ранее^{2, 3}.

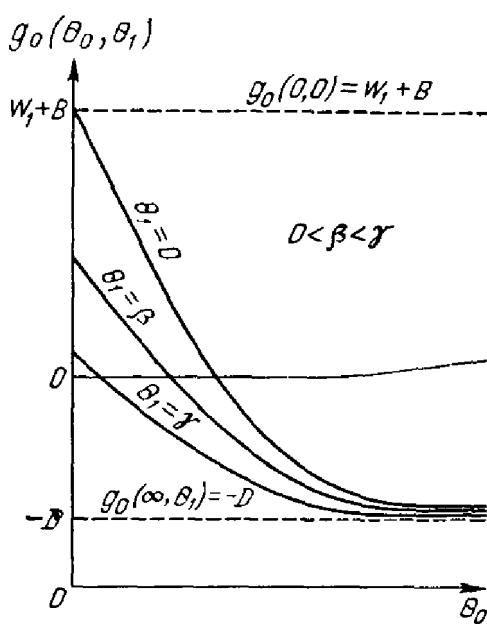


Рис. VII-1. График функции $g_0(\theta_0, \theta_1)$ при одном боковом отборе.

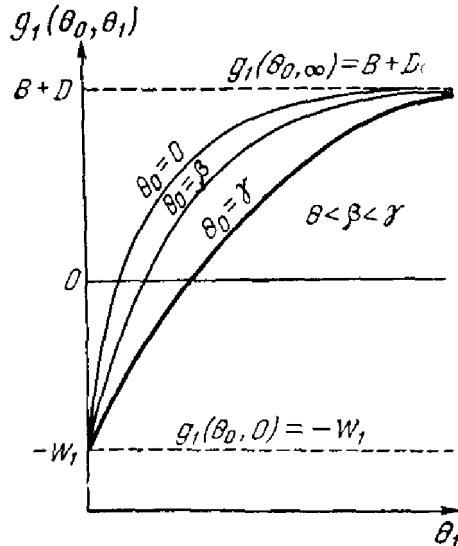


Рис. VII-2. График функции $g_1(\theta_0, \theta_1)$ при одном боковом отборе.

Исследована ² возможность применения численного способа определения производных и найдено, что такая модификация дает удовлетворительные результаты.

Выбрав положительные θ , которые обозначим как $\theta_{0,1}$, $\theta_{1,1}$, $\theta_{2,1}$, определяют значения функций, входящих в уравнения Ньютона — Рафсона. Для того чтобы вычислить частную производную $\frac{\partial g_0}{\partial \theta_0}$ в окрестности выбранных значений θ , все θ принимаются постоянными, за исключением величины θ_0 , которой дается приращение $(\theta_{0,1} + p)$. Из определения частной производной следует, что

$$\frac{\partial g_0}{\partial \theta_0} = \frac{g_0[(\theta_{0,1} + p), \theta_{1,1}, \theta_{2,1}] - g_0[\theta_{0,1}, \theta_{1,1}, \theta_{2,1}]}{(\theta_{0,1} + p) - \theta_{0,1}}$$

Аналогично запишем:

$$\frac{\partial g_0}{\partial \theta_1} = \frac{g_0[\theta_{0,1}, (\theta_{1,1} - p), \theta_{2,1}] - g_0[\theta_{0,1}, \theta_{1,1}, \theta_{2,1}]}{p}$$

Так же находятся и остальные частные производные. Выбор значений p произволен. Если величина p берется равной 0,001, то получают удовлетворительные результаты. Ясно, что если значение $\theta_{0,1}$ (или $\theta_{1,1}$) становится большим, то и значение p можно увеличить. Решив уравнения Ньютона — Рафсона для функций и их производных, получают новые значения θ , которые используют для следующего приближения в целях определения третьих значений θ , и т. д. Во всех случаях отрицательные значения θ заменяют на величину, равную половине предыдущего значения.

Другим способом итеративного решения является интерполярование (см. главу I). Этот способ также дает удовлетворительные результаты и в случае функций нескольких переменных ³. Однако решение по этому способу значительно медленнее, чем по способу Ньютона — Рафсона.

Уравнения материальных балансов

Уравнения материальных балансов, приведенные ниже, применяют для расчета распределяющих компонентов в сложной колонне типа колонны, показанной на рис. VII-3. Тарелки, с которых отбирают два боковых потока (в жидкой фазе), обозначены буквами r и q . Верхняя тарелка питания (тарелка, находящаяся ближе к верху колонны), обозначена через f , а нижняя тарелка питания — t .

Для тарелок, расположенных выше нижней тарелки питания t , количество компонента определяют из условия материального баланса, составленного для верхней части колонны и произвольной j -той тарелки. Аналогично для тарелок, расположенных ниже верхней тарелки питания f , материальные балансы составляют

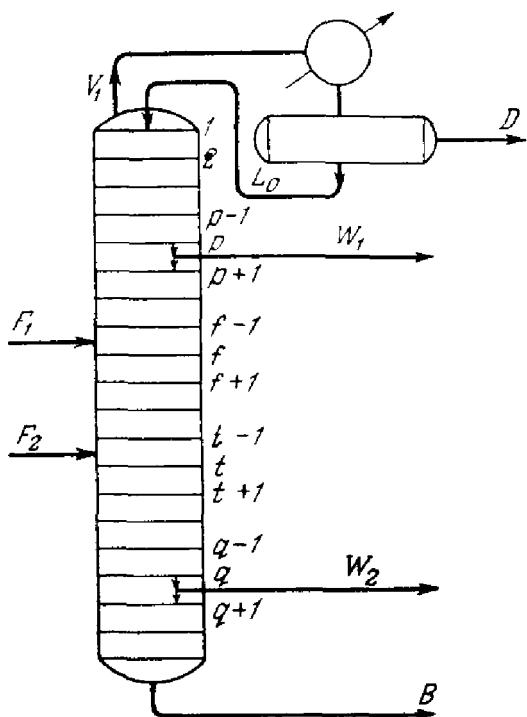


Рис. VII-3. Сложная колонна с двумя тарелками питания и двумя боковыми отборами.

для нижней части колонны (по j -той произвольной тарелке). Таким образом, существует два типа уравнений для расчета количества компонента между двумя тарелками питания. Ниже показано, что количество компонентов в этой секции вычисляют при помощи обеих типов уравнений с тем, чтобы выбрать значения, дающие наименьшую погрешность вычисления (округления).

Материальные балансы для произвольной тарелки выше тарелки питания t записывают в виде следующих уравнений:

$$\frac{v_{1i}}{d_i} = A_{0i} + 1 \quad (\text{дефлегматор}) \quad (\text{VII},14\alpha)$$

$$\frac{v_{ji}}{d_i} = A_{j-1,i} \left(\frac{v_{j-1,i}}{d_i} \right) + 1 \quad 2 \leq j \leq p+1 \quad (\text{VII},14\beta)$$

$$\frac{v_{ji}}{d_i} = A_{j-1,i} \left(\frac{v_{j-1,i}}{d_i} \right) + C_{1i} \quad p+2 \leq j \leq f-1 \quad (\text{VII},14\beta)$$

$$\frac{v_{fi}}{d_i} = A_{f-1,i} \left(\frac{v_{f-1,i}}{d_i} \right) + \frac{l_{F1i}}{d_i} + \left(C_{1i} - \frac{F_1 X_{1i}}{d_i} \right) \quad (\text{VII},14\gamma)$$

$$\frac{v_{ji}}{d_i} = A_{j-1,i} \left(\frac{v_{j-1,i}}{d_i} \right) + \left(C_{1i} - \frac{F_1 X_{1i}}{d_i} \right) \quad f+1 \leq j \leq t-1 \quad (\text{VII},14\delta)$$

$$\frac{v_{ti}}{d_i} = A_{t-1,i} \left(\frac{v_{t-1,i}}{d_i} \right) + \frac{l_{F2i}}{d_i} + \left(C_{1i} - \frac{F_2 X_{1i}}{d_i} \right) \quad (\text{VII},14\epsilon)$$

Здесь

$$C_{1i} = 1 + \frac{w_{1i}}{d_i}$$

Значения w_{1i}/d_i определяют после расчета величины v_{pi}/d_i по уравнению (VII,14б). Так как состав бокового отбора W_1 имеет одинаковый состав жидкости, стекающей с тарелки p , то отсюда следует, что

$$\frac{w_{1i}}{d_i} = \left(\frac{W_1}{L_p} \right) \left(\frac{l_{pi}}{d_i} \right) = \left(\frac{W_1}{L_p} \right) \left(A_{pi} \frac{v_{pi}}{d_i} \right) \quad (\text{VII},15)$$

Для любой тарелки ниже верхней тарелки питания f , материальные балансы выражаются следующими уравнениями:

$$\frac{l_{Ni}}{b_i} = S_{N+1,i} + 1 \quad (\text{кипятильник}) \quad (\text{VII}, 16\alpha)$$

$$\frac{l_{j-1,i}}{b_i} = S_{ji} \left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right) + 1 \quad q+2 \leq i \leq N \quad (\text{VII}, 16\beta)$$

$$\frac{l_{j-1,t}}{b_i} = S_{ji} \left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right) + C_{2i} \quad t+1 \leq j \leq q+1 \quad (\text{VII}, 16\gamma)$$

$$\frac{l_{t-1,i}}{b_i} = S_{ti} \left(\frac{l_{ti}}{b_i} \right) - \frac{l_{F_2i}}{b_i} + C_{2i} \quad (\text{VII}, 16\delta)$$

$$\frac{l_{j-1,i}}{b_i} = S_{ji} \left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right) + \left(C_{2i} - \frac{F_2 X_{2i}}{b_i} \right) \quad t-1 \leq i \leq t+1 \quad (\text{VII}, 16\epsilon)$$

Здесь

$$C_{2i} = 1 + \frac{w_{2i}}{b_i}$$

Расчеты проводят снизу вверх до тех пор, пока не будет определено значение $\frac{l_{q+1,i}}{b_i}$. Затем следует вычислить величину w_{2i}/d_i . При $j=q+1$ уравнение (VII,16в) принимает вид

$$\frac{l_{qi}}{b_i} = S_{q+1,i} \left(\frac{l_{q+1,i}}{b_i} \right) + 1 + \frac{w_{2i}}{b_i} \quad (\text{VII}, 17)$$

поскольку

$$\frac{l_{qi}}{b_i} = \left(\frac{L_q}{W_2} \right) \left(\frac{w_{2i}}{b_i} \right) \quad (\text{VII}, 18)$$

Уравнение (VII,17) решается относительно w_{2i}/b_i :

$$\frac{w_{2i}}{b_i} = \left(\frac{W_2}{L_q - W_2} \right) \left[S_{q+1,i} \left(\frac{l_{q+1,i}}{b_i} \right) + 1 \right] \quad (\text{VII}, 19)$$

Если боковые потоки выводятся в виде пара, то уравнение (VII,14) соответственно преобразуется. Расчет по приведенным выше уравнениям проводят сверху вниз и снизу вверх соответственно до тарелок питания f и t , причем расчет аналогичен описанному в главах III и IV. До определения количества компонента на тарелках между тарелками питания f и t по уравнениям (VII,14) и (VII,16) вычисляют величину b_i/d_i . Приводимые ниже эквивалентные формулы для b_i/d_i выводятся аналогично уравнению (VII,31):

$$\frac{b_i}{d_i} = \frac{\Omega_i \left(\frac{l_{f-1,i}}{d_i} \right) + (1 + \Omega_i - Z_i) C_{1i}}{\left(\frac{v_{ti}}{b_i} \right) + Z_i C_{2i}} \quad (\text{VII}, 20)$$

Здесь

$$Z_i = \frac{(\Omega_i + 1) F_1 X_{1i} - \omega_i l_{F_1 i} + v_{F_2 i}}{F X_i}$$

$$\omega_i = A_{t-1, i} A_{t-2, i} \dots A_{f+1, i} A_{fi}$$

$$\Omega_i = A_{t-1, i} + A_{t-1, i} A_{t-2, i} + \dots + A_{t-1, i} A_{t-2, i} \dots A_{f+1, i} A_{fi}$$

$$\frac{b_i}{d_i} = \frac{\left(\frac{l_{f-1, i}}{d_i} \right) + C_{1i} z_i}{\varphi_i \left(\frac{v_{ti}}{b_i} \right) + C_{2i} (\Phi_i - z_i)} \quad (VII,21)$$

где

$$z_i = \frac{\Phi_i F_2 X_{2i} - \Phi_i v_{F_2 i} + l_{F_1 i}}{F X_i}$$

$$\varphi_i = S_{fi} S_{f+1, i} \dots S_{t-2, i} S_{t-1, i}$$

$$\Phi_i = 1 + S_{fi} S_{f+1, i} + \dots + S_{fi} S_{f+1, i} \dots S_{t-2, i} S_{t-1, i}$$

Вычислив величину b_i/d_i при помощи общего материального баланса, определяют количество каждого компонента в дистилляте:

$$d_i = \frac{F X_i}{C_{1i} + w_{2i}/d_i + b_i/d_i} \quad (VII,22)$$

Затем по уравнениям (VII,14) и (VII,16) можно рассчитать количества компонентов между двумя тарелками питания. Формулы для b_i/d_i [уравнения (VII,20) и (VII,21)] подобны соответствующим уравнениям для простых колонн в отношении погрешности вычисления.

Сведение к минимуму погрешности вычисления (округления)

Погрешность вычисления (округления), которая наблюдается при применении различных методик расчета сложных колонн с двумя тарелками питания, была изучена так же, как и для простых колонн. Наиболее точные значения количества компонентов на тарелках выше верхней и ниже нижней тарелок питания получаются при проведении расчетов соответственно сверху вниз и снизу вверх. Следовательно, необходимо выяснить, как рассчитывать количества компонентов на тарелках между верхней и нижней тарелками питания для сложных колонн. Разница в количествах компонента, вычисленных по уравнениям (VII,14e или VII,16e), может оказаться на погрешности вычисления (округления). Была показана эквивалентность этих уравнений для распределяющихся компонентов.

ТАБЛИЦА 38

Погрешности вычисления (округления) при различных процедурах расчета сложных колонн*

№ примера	F_1X_1 и F_2X_2	Фактор извлечения A	Соответствие по верхней тарелке питания $\frac{(b_i/d_i)_{\text{пот.}}}{(b_i/d_i)_{\text{фор.}}}$	Соответствие по нижней тарелке питания $\frac{(b_i/d_i)_{\text{пот.}}}{(b_i/d_i)_{\text{фор.}}}$
1	$F_1X_1 = F_2X_2$	9,5555555	1,0000	0,5554
2	$F_1X_1 = 2F_2X_2$	9,5555555	1,0000	$8,6634 \cdot 10^6$
3	$F_1X_1 = \frac{F_2X_2}{2}$	9,5555555	1,0000	0,7991
4	$F_2X_2 = 0$	9,5555555	1,0000	$-4,0388 \cdot 10^2$
5	$F_1X_1 = 0$	0,095555555	0,9044	1,0000
6	$F_1X_1 = F_2X_2$	0,095555555	$-1,0180 \cdot 10^{-3}$	1,0000
7	$F_1X_1 = 2F_2X_2$	0,095555555	$-9,1285 \cdot 10^{-5}$	1,0000
8	$F_1X_1 = \frac{F_2X_2}{2}$	0,095555555	3,1819	1,0000
9	$F_1X_1 = F_2X_2$	1,0000000	1,0000	1,0000

* Во всех примерах $N=10$, колонна имеет парциальный дефлегматор и кипятильник, агрегатное состояние каждого питания — кипящая жидкость, фактор извлечения A постоянен по колонне, выводится только дистиллят и кубовый продукт (остаток). Питание F_1 поступает на тарелку № 1, а питание F_2 поступает на тарелку № 11 во всех примерах.

Уайзенфельдер и др.^{4, 5} решили несколько простых примеров с целью определения погрешности вычисления при различных процедурах расчета и разных условиях. Полученные ими результаты приведены в табл. 38.

Из данных табл. 38 ясно, что для случая, когда компонент поступает в колонну только в виде одного питания, наиболее точная процедура будет состоять в расчете сверху вниз и снизу вверх по колонне до тарелки питания, на которую подается данный компонент. Если компонент поступает в колонну в составе нескольких питаний, наиболее точная процедура расчета выявляется при применении формулы (VII,20) к каждой тарелке питания (см. табл. 38).

Схема предлагаемой процедуры расчета показана на рис. VII-4.

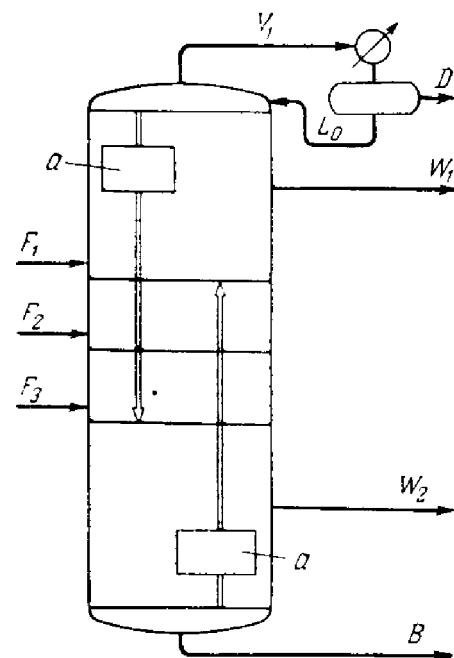


Рис. VII-4. Схема расчета с минимизацией ошибок вычисления (округления):
a — все компоненты.

Поскольку формулы для расчета значений b_i/d_i [уравнения (VII,20) и (VII,21)] почти не зависят от погрешности вычисления (округления), то можно пользоваться только одним из них. Следующая процедура рекомендуется при определении погрешности вычисления по формуле (VI,20) для компонента, поступающего на тарелку f . Сначала определяют значение b_i/d_i по уравнению (VII,20) или (VII,21), а затем проводят вычисления по формулам (VII,14) и (VII,16). Значение v_{fi}/d_i рассчитывают по уравнению (VII,14д), а l_{fi}/b_i — по уравнению (VII,16е). Последнее значение используют для расчета v_{fi}/b_i следующим образом:

$$\frac{v_{fi}}{b_i} = A_{fi} \left(\frac{l_{fi}}{b_i} \right)$$

На основе полученных значений определяют b_i/d_i :

$$\left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{\text{пот.}} = \frac{v_{fi}/d_i}{v_{fi}/b_i}$$

Затем для тарелки f находят отношения

$$\frac{(b_i/d_i)_{\text{пот.}}}{(b_i/d_i)_{\text{фор.}}}$$

Для тарелки t это отношение для определения погрешности используют так же, как и для тарелки f .

Нераспределяющиеся компоненты

Определение нераспределяющихся компонентов, данное в главе VI, справедливо и для сложных колонн. Итак, нераспределяющимся легким является компонент, для которого $(b_i)_{ca} = 0$, а нераспределяющимся тяжелым — компонент, для которого $(d_i)_{ca} = 0$. Иногда возможно, что и величины $(w_{1i})_{ca}$ и $(w_{2i})_{ca}$ тоже равны нулю, поэтому эти случаи следует также рассматривать при расчетах.

По различию в процедуре расчета нераспределяющихся компонентов все сложные колонны можно подразделить на два типа. К первому типу относят колонны с несколькими питаниями и выводом только дистиллята и кубового продукта (остатка). Во второй тип включают колонны с несколькими питаниями и с одним или несколькими боковыми отборами, кроме дистиллята и кубового продукта (остатка). Расчеты нераспределяющихся компонентов в колонне первого типа проводятся почти аналогично простым колоннам. Предположим, что нераспределяющийся легкий компонент обнаруживается ниже нижней тарелки питания. В таком случае количество этого компонента в дистилляте будет известно, так как

$$d_i = F_1 X_{1i} + F_2 X_{2i} = F X_i \quad (\text{VII,23})$$

Расчеты проводят сверху вниз для всей колонны по уравнениям, аналогичным выражениям (VII,14а)–(VII,14е).

Для колонн второго типа расчеты ведут в направлении, показанном на рис. VII-5. При наличии распределяющихся компонентов погрешность вычисления (округления) на участке между тарелками питания можно свести к минимуму, применяя формулу (VI,2а) к разным тарелкам питания, как это описано выше. Однако определение нераспределяющегося компонента не является столь простым, как для колонн первого типа. Несмотря на то что для нераспределяющегося легкого компонента $b_i = 0$, определить d_i не представляется возможным, как и для сложных колонн первого типа. Следует проводить дальнейшие потарелочные расчеты, прежде чем d_i будет определено.

Для иллюстрации рассмотрим колонну, показанную на рис. VII-3. Компонент i поступает на тарелки f и t соответственно в количествах $F_1 X_{1,i}$ и $F_2 X_{2,i}$.

Допустим, что нераспределяющийся легкий компонент обнаруживается при расчете снизу вверх до нижней тарелки питания t , т. е. имеется тарелка j , на которой $l_{j,i}/b_i > p$. При этом значение b_i/d_i близко к нижнему пределу $1/p$ и может быть принятым за нуль (см. главу VI). Соответствующие величины $l_{j,i}/b_i$, полученные для данного компонента в результате расчетов снизу вверх, аннулируются. Для этого компонента составляют материальный баланс для верхней части колонны (по произвольной тарелке). Вычисления проводят обычным способом в направлении к тарелке питания f и получают значения $w_{1,i}/d_i$ и $l_{f-1,i}/d_i$. Количество компонента на тарелках от f до ($t - 1$) определяют по уравнениям (VII,14г) и (VII,14д); для значения j , равного или большего чем t , применимы следующие уравнения:

$$\frac{v_{ti}}{d_i} = \frac{l_{t-1,i}}{d_i} + \frac{l_{F_2 i}}{d_i} - \frac{w_{2i}}{d_i} \quad (\text{VII},24\text{a})$$

$$\frac{r_{ji}}{d_i} = A_{j-1,i} \left(\frac{v_{j-1,i}}{d_i} \right) - \frac{w_{2i}}{d_i} \quad t+1 \leq j \leq q \quad (\text{VII},24\text{б})$$

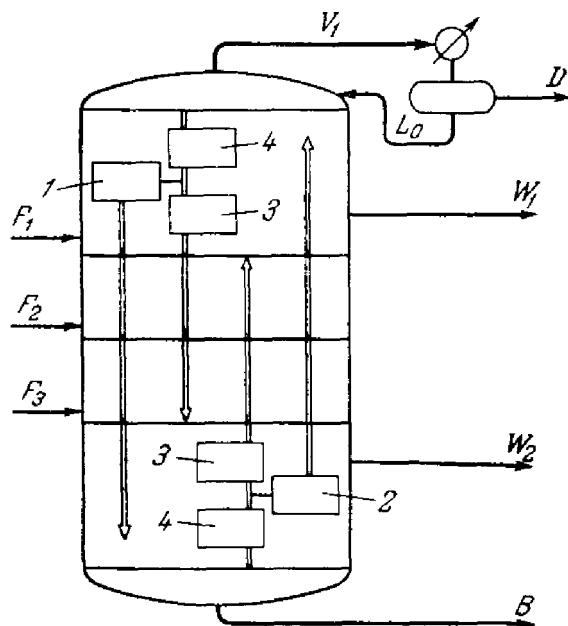


Рис. VII-5. Направление расчетов для нераспределяющихся и распределяющихся компонентов в сложной колонне:

1 — нераспределяющиеся легкие компоненты; 2 — нераспределяющиеся тяжелые компоненты; 3 — распределяющиеся компоненты; 4 — все компоненты.

$$\frac{v_{q+1,i}}{d_i} = \left(\frac{L_q - W_2}{L_q} \right) \left(\frac{l_{qi}}{d_i} \right) \quad (\text{VII.24в})$$

$$\frac{v_{ji}}{d_i} = A_{j-1,i} \left(\frac{v_{j-1,i}}{d_i} \right) \quad q+2 \leq j \leq N+1 \quad (\text{VII.24г})$$

Определив $l_{f-1,i}/d_i$ при помощи уравнения (VII.14г), необходимо найти w_{2i}/d_i и d_i , а затем проводить дальнейшие расчеты.

От верхней тарелки питания f до нижней t проводят последовательную подстановку значений v_{ji}/d_i в выражение для $v_{j+1,i}/d_i$. Такая процедура дает

$$\frac{l_{t-1,i}}{d_i} = \omega_i \left(\frac{l_{f-1,i}}{d_i} - \frac{l_{F_1,i}}{d_i} \right) + \Omega_i \left(C_{1i} - \frac{F_1 X_{1,i}}{d_i} \right) \quad (\text{VII.25})$$

Здесь ω_i и Ω_i определяются выражениями, приведенными после уравнения (VII.20). Такая же подстановка между тарелками t и q дает:

$$\frac{l_{qi}}{d_i} = \omega_{qi} \left(\frac{l_{t-1,i}}{d_i} + \frac{l_{F_2,i}}{d_i} \right) - \Omega_{qi} \left(\frac{w_{2i}}{d_i} \right) \quad (\text{VII.26})$$

Здесь

$$\omega_{qi} = A_{qi} \dots A_{ti}$$

$$\Omega_{qi} = A_{qi} + A_{qi} A_{q-1,i} + \dots + A_{qi} \dots A_{ti}$$

Неизвестное d_i из уравнения (VII.25) и (VII.26) можно исключить при помощи общего материального баланса:

$$d_i = \frac{FX_i}{C_i + (w_{2i}/d_i)} \quad (\text{VII.27})$$

Поскольку $l_{qi}/d_i = (L_q/W_2)(w_{2i}/d_i)$, то уравнения (VII.25) — (VII.27) можно решить относительно w_{2i}/d_i .

$$\frac{w_{2i}}{d_i} = \frac{\omega_{qi} [\omega_i (l_{f-1,i}/d_i) + \Omega_i C_{1i}] - Z_i C_{1i}}{[(L_q/W_2) + \Omega_{qi} + Z_i]} \quad (\text{VII.28})$$

Здесь

$$Z_i = \frac{\omega_{qi} [\Omega_i F_1 X_{1i} - \omega_i l_{F_1,i} - l_{F_2,i}]}{FX_i}$$

Вычислив w_{2i}/d_i по выражению (VII.28), определяют d_i по уравнению (VII.27). Затем расчеты можно выполнять в направлении от куба колонны по уравнению (VII.24) до тех пор, пока не будет найдено значение j , при котором $v_{ji}/d_i < 1/p$.

Описанную методику можно применять для колонн с любым числом боковых отборов. Расчеты для нераспределющихся тяжелых компонентов проводят аналогично тому, как это описано для легких нераспределющихся компонентов.

Замена членов для нераспределяющихся компонентов их эквивалентами. Формулы для расчета составов в простых колоннах (глава VI) применимы и к сложным колоннам. Член $[(r_{ji}/d_i)_{ca}](d_i)_{co}$ для нераспределяющихся тяжелых компонентов содержит неопределенность и поэтому заменяется эквивалентом:

$$\left(\frac{v_{ji}}{d_i}\right)_{ca}(d_i)_{co} = \left(\frac{1}{\theta_0}\right) \left(\frac{v_{ji}}{b_i}\right)_{ca} (b_i)_{co} \quad (\text{VII},29)$$

Величины $(b_i)_{co}$ определяют по уравнению (VI,13). Аналогично член $[(l_{ji}/b_i)_{ca}](b_i)_{co}$ для легкого нераспределяющегося компонента также заменяют его эквивалентом

$$\left(\frac{l_{ji}}{b_i}\right)_{ca} (b_i)_{co} = \theta_0 \left(\frac{l_{ji}}{d_i}\right)_{ca} (d_i)_{co} \quad (\text{VII},30)$$

Величины $(d_i)_{co}$ вычисляют по уравнению (VII,5). Если тяжелый компонент полностью исчерпывается выше тарелки p (тарелка отбора W_1), формулу для этого нераспределяющегося компонента $(w_{1i})_{co}$ выводят следующим образом:

Деление уравнения (VII,2) на уравнение (VII,1) дает:

$$\left(\frac{b_i}{w_{1i}}\right)_{co} = \left(\frac{\theta_0}{\theta_1}\right) \left(\frac{b_i}{w_{1i}}\right)_{ca} \quad (\text{VII},31)$$

Аналогично, решая уравнение (VII,2), получаем следующее выражение:

$$\left(\frac{w_{2i}}{w_{1i}}\right)_{co} = \left(\frac{\theta_2}{\theta_1}\right) \left(\frac{w_{2i}}{w_{1i}}\right)_{ca} \quad (\text{VII},32)$$

Необходимо, чтобы корректированные количества этих компонентов удовлетворяли общему материальному балансу [см. уравнение (VII,4)]. Это уравнение можно решить относительно $(w_{1i})_{co}$, поскольку для нераспределяющегося тяжелого компонента $(d_i)_{co} = 0$:

$$(w_{1i})_{co} = \frac{FX_i}{1 + (b_i/w_{1i})_{co} + (w_{2i}/w_{1i})_{co}} \quad (\text{VII},33)$$

Искомую формулу для $(w_{1i})_{co}$ [уравнение (VII,11)] получают путем замены двух отношений в знаменателе уравнения (VII,33) на их эквиваленты, даваемые уравнениями (VII,31) и (VII,32). Аналогично уравнению (VII,11) выводятся формулы для $(w_{2i})_{co}$ и $(b_i)_{co}$ [уравнения (VII,12) и (VII,13)] нераспределяющегося тяжелого компонента.

Прочие соотношения. Учет однофазных легких и тяжелых компонентов проводят по методике, аналогичной описанной в главе VI для простых колонн. Можно применять обычный метод, а также метод постоянного состава и Q -метод составления

тепловых балансов (см. главу VI). Температуры рассчитывают по точке кипения [уравнение (VI,19)]. Ограничения в изменении температуры и величине потока между последовательными приближениями проводят аналогично ранее описанному.

Примеры расчета

Ниже приведены компоненты и состав питания для примеров VII-1—VII-3 (см. также табл. 39):

	$F_1 X_1$	$F_2 X_2$		$F_1 X_1$	$F_2 X_2$
CH ₄	2,0	0,0	n-C ₅	0,5	15,2
C ₂ H ₆	10,0	0,0	n-C ₆	0,0	9,0
C ₃ H ₆	6,0	1,0	n-C ₇	0,0	4,5
C ₃ H ₈	12,0	7,0	n-C ₈	0,0	4,3
изо-C ₄	1,0	4,0	$t_{\text{кип.}} = 182^\circ \text{C}$	0,0	3,5
n-C ₄	3,0	17,0			

Всего: $F_1 X_1 = 34,5$ и $F_2 X_2 = 65,5$

В примере VII-1 рассматривается случай с двумя питаниями, а в примере VII-2 предусматривается дополнительный боковой отбор, который отводится выше верхней тарелки питания. В условиях примера VII-3 указано, что имеется два питания и два боковых отбора, причем W_1 отводится над верхней тарелкой питания, а W_2 — под нижней тарелкой питания. Температуры в этих примерах были определены по точке кипения, а величины потоков вычислены при помощи обычного метода составления теплового баланса.

Данные об изменении профиля температур, помещенные в табл. 40—43, получены с применением обеих форсирующих процедур, описанных в главе V.

ТАБЛИЦА 39

Исходные данные для примеров VII-1—VII-3 *

Пример	D	V_1	W_1	W_2
VII-1	38,0	94,8	0,0	0,0
VII-2	23,0	94,8	15,0	0,0
VII-3	23,0	94,8	15,0	25,0

* W_1 отводится в виде жидкости с тарелки № 3, W_2 отводится в виде пара с тарелки № 15. Агрегатное состояние питания F_1 — насыщенный пар (поступает на тарелку № 7). Агрегатное состояние питания F_2 — насыщенная жидкость (поступает на тарелку № 12). Общее число тарелок 19, рабочее давление 18,53 atm, тип дефлегматора парциальный.

ТАБЛИЦА 40

Решение примера VII-1

№ прибли- жения	θ_0	Темпера- тура, °C		Рассчи- танное значение D	№ прибли- жения	θ_0	Темпера- тура, °C		Рассчи- танное значение D
		D	B				D	B	
1	275,56	33,37	146,9	54,7	5	0,91	34,34	145,74	37,8
2	0,14	33,63	146,30	33,4	10	1,009	34,68	145,59	38,019
3	0,38	33,93	146,01	36,0	11	0,990	34,70	145,58	37,979
4	0,53	34,24	145,78	36,6	12	1,005	34,71	145,58	38,010

ТАБЛИЦА 41

Решение примера VII-2

№ прибли- жения	θ_0	θ_1	Температура, °C			Рассчитанное значение	
			D	W_1	B	D	W_1
1	489,45	1,54	25,16	38,73	146,25	27,48	31,80
2	0,16	0,94	25,09	39,77	145,50	20,18	11,49
3	0,36	0,96	25,04	40,58	145,25	21,80	13,36
4	0,50	0,97	25,02	41,01	145,07	22,22	13,87
5	0,788	0,991	25,005	41,20	145,09	22,78	14,34
6	0,846	0,993	24,94	41,33	145,08	22,84	14,75
7	0,951	0,997	25,00	41,37	145,09	22,95	14,93
8	0,943	0,996	24,94	41,43	145,07	22,94	14,92
9	0,983	0,998	24,93	41,46	145,06	22,97	14,99
10	0,976	0,997	24,93	41,49	145,04	22,97	14,97
11	0,992	0,999	24,93	41,51	145,03	22,99	14,998

ТАБЛИЦА 42

Решение примера VII-3

№ прибли- жения	θ_0	θ_1	θ_2	Температура, °C			Рассчитанное значение			
				D	W_1	W_2	D	W_1	W_2	
1	156,78	1,30	7,84	25,33	45,74	114,18	179,26	26,78	23,39	31,96
2	0,47	1,08	0,61	25,44	44,65	123,06	177,07	22,88	13,00	24,69
3	0,64	1,04	0,76	25,18	44,16	128,44	175,07	22,94	13,84	24,54
4	0,78	1,02	0,85	25,14	43,92	130,66	173,12	22,95	14,31	24,84
5	0,93	1,01	0,96	25,12	43,71	131,40	173,12	23,04	14,73	23,42
6	0,94	1,01	0,96	25,10	43,64	131,76	173,70	23,00	14,81	24,04
7	0,980	1,004	0,988	25,09	43,70	131,85	173,67	23,01	14,93	25,01
8	0,984	1,002	0,986	25,08	43,59	131,89	173,65	23,00	15,22	25,04
9	1,000	1,000	1,000	25,08	43,58	131,88	173,63	23,00	14,98	25,01

Составы продуктов разделения для примеров VII-1 — VII-3

Компонент	Пример VII-1	Пример VII-2	
	<i>d</i>	<i>d</i>	<i>W₁</i>
CH ₄	0,2000 · 10	0,1973 · 10	0,2653 · 10 ⁻¹
C ₂ H ₆	0,4000 · 10 ²	0,9079 · 10	0,9207
C ₃ H ₆	0,6930 · 10	0,3758 · 10	0,3150 · 10
C ₃ H ₈	0,4795 · 10 ²	0,8135 · 10	0,9554 · 10
<i>изо</i> -C ₄	0,7398	0,3961 · 10 ⁻¹	0,6545
<i>n</i> -C ₄	0,3810	0,1478 · 10 ⁻¹	0,6917
<i>n</i> -C ₅	0,4181 · 10 ⁻⁴	0,1152 · 10 ⁻⁵	0,3168 · 10 ⁻²
<i>n</i> -C ₆	0,1025 · 10 ⁻⁹	0,9654 · 10 ⁻²	0,1248 · 10 ⁻⁶
<i>n</i> -C ₇	0,2126 · 10 ⁻¹¹	0,1021 · 10	0,7047 · 10
<i>n</i> -C ₈	0,4983 · 10 ⁻¹⁹	0,1283 · 10	0,6586 · 10 ⁻¹³
<i>t_{кпп.}</i> = 182,2° C	0,3311 · 10 ⁻²⁵	0,4096 · 10	0,1956 · 10 ⁻¹⁵

ТАБЛИЦА 43

Пример VII-3

d	W_1	W_2
$0,1971 \cdot 10$	$0,2612 \cdot 10^{-1}$	$0,1950 \cdot 10^{-10}$
$0,9106 \cdot 10$	$0,8947$	$0,2436 \cdot 10^{-4}$
$0,3782 \cdot 10$	$0,3000 \cdot 10$	$0,2163$
$0,8048 \cdot 10$	$0,8931 \cdot 10$	$0,1994 \cdot 10$
$0,6284 \cdot 10^{-1}$	$0,9640$	$0,3333 \cdot 10$
$0,2687 \cdot 10^{-1}$	$0,4159 \cdot 10$	$0,1354 \cdot 10^{-2}$
$0,2083 \cdot 10^{-5}$	$0,5130 \cdot 10^{-2}$	$0,4365 \cdot 10$
$0,3728 \cdot 10^{-11}$	$0,4194 \cdot 10^{-6}$	$0,1121 \cdot 10$
$0,5243 \cdot 10^{-16}$	$0,3049 \cdot 10^{-9}$	$0,2826$
$0,2865 \cdot 10^{-20}$	$0,1200 \cdot 10^{-11}$	$0,1350$
$0,1274 \cdot 10^{-26}$	$0,4476 \cdot 10^{-16}$	$0,2989 \cdot 10^{-1}$

Для всех примеров в первом приближении принят линейный профиль изменения температур ($27-232^{\circ}\text{C}$) и задана величина потока пара ($V_1 = 94,8$), отходящего с верха колонны. В первых двух приближениях потоки пара были постоянными по всей колонне (с учетом агрегатного состояния каждого питания и заданных величин каждого бокового отбора). Потокам пара соответствовали потоки жидкости, определяемые из условий материального баланса. После первых двух приближений потоки пара и жидкости вычисляли с учетом тепловых балансов (обычный метод).

По-видимому, сходимость расчета убывает с увеличением числа боковых отборов.

Абсорбера с кипятильниками (фракционирующие абсорбера)

Установка^{6, 7}, показанная на рис. VII-6, представляет собой особый вариант сложной колонны с двумя питаниями F и L_0 и тремя отборами B , W_1 , V_1 . Такую установку можно рассматривать как сложную колонну без укрепляющей секции, т. е. колонну, в которой нет тарелок выше верхней тарелки питания.

Установлено², что для фракционирующих абсорбров погрешность вычисления (округления) можно свести к минимуму при помощи метода, аналогичного ранее предложенному для сложных колонн. Количество распределяющихся компонентов в секции, расположенной ниже нижней тарелки питания, рассчитывают по уравнению материального баланса, записанному для нижней части колонны. Количества компонента между тарелками питания l и f вычисляют по уравнениям материального баланса, записанных как для верхней, так и для нижней частей колонны. Оставляют тот расчет, который, как показывает проверка по методу отношений [уравнение (VI,2a)], дает минимальную погрешность при вычислении (округлении).

В случае, если питание F содержит много легких компонентов, а питание L_0 — много тяжелых, система становится очень чувствительной

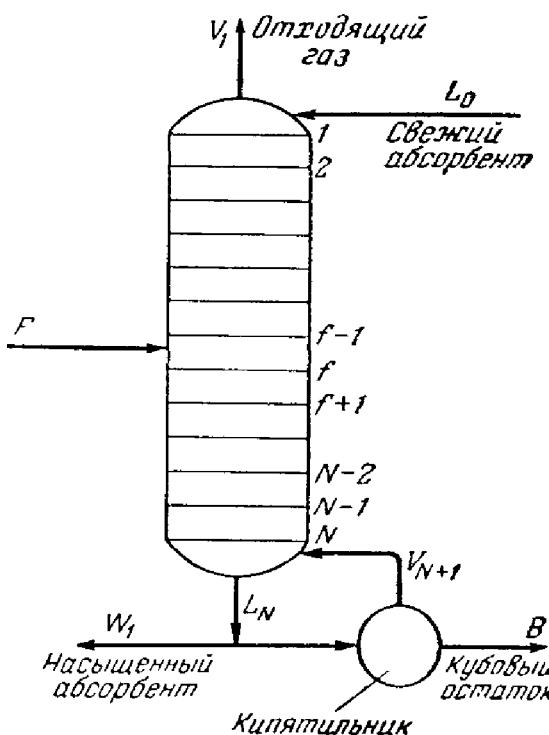


Рис. VII-6. Абсорбер с кипятильником и дополнительным боковым потоком.

к методике определения температур и методу составления тепловых балансов. Показано, что методику расчета по температурам кипения можно применять, когда изменение температуры между последовательными приближениями будет лимитировано аналогично ограничениям, принятым для сложных колонн. При этом была также проверена возможность применения простых итераций. Качественно установлено, что присутствие очень легких компонентов ускоряет сходимость, если эти компоненты являются распределяющимися. Последнее условие редко наблюдается в колоннах с питанием, подаваемым в среднюю часть колонны. Наиболее успешной оказалась методика комбинирования θ -метода с расчетом температур по точке кипения при соответствующих ограничениях, налагаемых на изменение температур тарелок между последовательными приближениями. Такая методика рекомендуется для расчета фракционирующих абсорбера.

При решении многих задач было обнаружено отсутствие сходимости при использовании обычного метода составления тепловых балансов, так как этот метод требует большого количества гипотетических промежуточных холодильников для применения Q метода. Более простой расчет получают при сочетании метода постоянного состава и Q -метода. В практических условиях оказалось, что это комбинирование обычно дает адиабатическое решение при итерациях или же решение с минимальным количеством гипотетических промежуточных холодильников (или нагревателей). Результаты¹, полученные при помощи каждого из этих методов, иллюстрируются решением примеров VII-4 и VII-5 (см. табл. 44—46).

ТАБЛИЦА 44

Условия для примеров VII-4 и VII-5

Компонент	F_X	$L_0 x_0$	Компонент	F_X	$L_0 x_0$
CH ₄	80,000000	0,0	n-C ₄	6,6666666	0,0
C ₂ H ₆	6,6666666	0,0	n-C ₈	6,6666666	30,0
C ₃ H ₈	6,6666666	0,0			

П р и м е ч а н и е. Имеем: $N=9$, $f=6$, $V_1=95$, $W_1=15$, давление в колонне 28 atm, питание поступает в виде пара при температуре точки росы, а абсорбент L_0 — в виде жидкости при температуре 32° С. В примере VII-4 потоки пара рассчитывают путем применения Q -метода со следующими ограничениями:

Пример VII-4

$$\text{Для } j < f \dots \quad V_{\min} = 95 \leq V_j \leq 100 = V_{\max}$$

$$\text{Для } j \geq f \dots \quad V_{\min} = 45 \leq V_j \leq 55 = V_{\max}$$

Пример VII-5

$$\text{Для } 1 < j < f \dots \quad V_{\min} = 80 \leq V_j \leq 200 = V_{\max}$$

$$\text{Для } j \geq f \dots \quad V_{\min} = 10 \leq V_j \leq 100 = V_{\max}$$

ТАБЛИЦА 45

Решение примера VII-4 путем комбинирования обычного метода составления тепловых балансов и Q -метода

№ тарелки	Температура, °С		Потоки пара		Q_j		Состав продуктов разделения (приближение двадцать седьмое)		
	№ приближения						компо-нент	V_1	W_1
	7	27	началь-ный профиль	7	27	7			
1	95,77	103,54	95,0	95,0	95,0	$-1,5 \cdot 10^5$	$3,6 \cdot 10^5$	CH_4	$78,998 \cdot 1,32 \cdot 10^{-4}$
2	64,50	48,70	97,5	95,0	95,0	$1,8 \cdot 10^4$	$2,9 \cdot 10^5$	C_2H_6	$6,62 \cdot 3,44 \cdot 10^{-2}$
3	69,65	90,06	97,5	100,0	100,0	$7,3 \cdot 10^3$	$-6,4 \cdot 10^4$	C_3H_8	$4,81 \cdot 1,26$
4	84,44	91,57	97,5	100,0	96,8	$-7,3 \cdot 10^4$	$-2,5 \cdot 10^5$	$n-C_4$	$0,33 \cdot 3,75$
5	4,44	4,44	97,5	95,0	95,0	$3,8 \cdot 10^5$	$6,8 \cdot 10^5$	$n-C_8$	$3,18 \cdot 9,94$
6	111,27	94,65	50,0	47,6	45,0	$-2,0 \cdot 10^5$	$-3,1 \cdot 10^5$		
7	144,30	132,22	50,0	47,6	55,0	$-1,9 \cdot 10^5$	$-1,4 \cdot 10^5$		
8	178,24	163,95	50,0	55,0	55,0	$-1,4 \cdot 10^5$	0,0		
9	220,00	208,74	50,0	55,0	53,6	$-2,6 \cdot 10^5$	$-8,2 \cdot 10^4$		
10	250,77	246,37	50,0	55,0	55,0	$-2,2 \cdot 10^5$	$-7,6 \cdot 10^5$		
$V_{1, \text{выч.}}$	95,57	95,29							
$W_{1, \text{выч.}}$	14,67	14,87							
θ_0	1,158	1,067							
θ_1	1,163	1,064							

Примечание. Начальный температурный профиль был линейным в интервале 115,56–240,56° С. Изменение температур при последовательных приближениях (за исключением первого) было ограничено до $1/4$.

ТАБЛИЦА 46

Решение примера VII-5 путем комбинирования метода постоянного состава с Q -методом

№ тарелки	Температура, °С		Потоки пара					Состав продуктов разделения (приближение двадцать седьмое)		
	№ приближения						компо-нент	V_1	W_1	
	7	17	27	началь-ный профиль	7	17				
1	64,50	55,0	59,65	95,0	95,0	95,0	CH_4	79,999	$8,270 \cdot 10^{-4}$	
2	70,31	64,60	63,54	97,5	108,4	107,2	C_2H_6	6,655	$8,77 \cdot 10^{-3}$	
3	70,92	69,85	69,55	97,5	113,6	100,9	C_3H_8	6,267	0,2817	
4	66,73	71,52	71,73	97,5	115,8	113,3	$n-C_4$	1,511	3,203	
5	68,31	69,04	69,04	97,5	117,4	115,6	$n-C_8$	0,5667	11,506	
6	132,43	130,72	131,27	50,0	20,0	21,1				
7	157,89	165,41	166,27	50,0	46,2	56,0				
8	191,83	200,21	201,22	50,0	60,4	66,2				
9	230,26	234,65	235,26	50,0	64,4	68,7				
10	255,82	256,43	257,38	50,0	79,1	83,3				
$V_{1, \text{выч.}}$	94,79	94,97	94,996							
$W_{1, \text{выч.}}$	14,94	14,98	14,996							
θ_0	0,914	0,984	0,998							
θ_1	0,933	0,989	0,990							

Примечания: 1. Нагрузка на все промежуточные холодильники (нагреватели) равна нулю, за исключением нагрузки на кипятильник, которая равнялась 24694 ккал/ч для двадцать седьмого приближения.
2. Условия начального температурного профиля см. Примечание табл. 45.

Пример VII-4 решен путем комбинирования обычного метода составления тепловых балансов с Q -методом, а пример VII-5 — сочетанием метода постоянного состава с Q -методом. Эти примеры отличаются границами допустимого изменения потока пара при итерациях. Указанное различие сделано для получения в примере VII-4 решения с другим температурным профилем.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ (см. главы II—VI)

ЗАДАЧИ

VII-1. а) Исходя из основных положений, изложенных в главе IV, и требования об удовлетворении заданных условий для D , W_1 и W_2 , вывести уравнения (VII,4)–(VII,3).

б) Исходя из тех же положений, доказать справедливость уравнений (VII,5) и (VII,6)–(VII,8).

VII-2. Показать, что для случая, когда дополнительно отбирается боковой поток W_1 (кроме дистиллята и кубового продукта), частные производные g -функций имеют следующее значение:

$$\frac{\partial g_0}{\partial \theta_0} = - \sum_{i=H, L} \frac{(b_i/d_i)_{ca} (d_i)_{co}^2}{FX_i}$$

$$\frac{\partial g_0}{\partial \theta_1} = - \sum_{i \neq H, L} \frac{(w_{1i}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}^2}{FX_i}$$

$$\frac{\partial g_1}{\partial \theta_0} = - \sum_{i \neq H, L} \frac{\theta_1 (w_{1i}/d_i)_{ca} (b_i/d_i)_{ca} (d_i)_{co}^2}{FX_i}$$

$$\frac{\partial g_1}{\partial \theta_1} = \sum_{i \neq H, L} \frac{(w_{1i}/d_i)_{ca} [1 + \theta_0 (b_i/d_i)_{ca}] (d_i)_{co}^2}{FX_i}$$

VII-3. Вывести уравнения (VII,12) и (VII,13).

VII-4. Вывести уравнения (VII,14) и (VII,16).

VII-5. Проверить формулы (VII,20) и (VII,21).

VII-6. Проверить результаты, полученные по уравнению (VII,28).

VII-7. а) Вывести уравнения материальных балансов для фракционирующего абсорбера, показанного на рис. VII-6.

б) Показать, что из системы уравнений покомпонентного материального баланса для нижней части колонны можно получить отношение

$$\frac{b_i}{d_i} = \frac{Z_i}{\varphi_i (v_{ji}/b_i) + C_{li} (\Phi_i - Z_i)}$$

Здесь

$$\varphi_i = S_{1i} S_{2i} \dots S_{f-2, i} S_{f-1, i}$$

$$\Phi_i = 1 + S_{1i} + S_{1i} S_{2i} + \dots + S_{1i} S_{2i} \dots S_{f-2, i} S_{f-1, i}$$

$$Z_i = \frac{\Phi_i FX_i + l_{0i} + \varphi_i v_{Fi}}{FX_i + l_{0i}}$$

в) Установить, что систему уравнений, отвечающих соответственно по тарелке питания f можно скомбинировать с общим материальным балансом и получить:

$$\frac{b_i}{v_{1i}} = \frac{\omega_i + z_i}{(v_{fi}/b_i) + C_{1i}(\Omega_i - z_i)}$$

Здесь

$$\begin{aligned}\omega_i &= A_{1i}A_{2i} \dots A_{f-2,i}A_{f-1,i} \\ \Omega_i &= 1 + A_{f-2,i} + A_{f-2,i}A_{f-3,i} + \dots + A_{f-2,i} \dots A_{1i} \\ z_i &= \frac{\Omega_i F X_{Fi} - v_{Fi}}{F X_i + l_{0i}}\end{aligned}$$

г) Установлено², что формулы, приведенные в п. «б» и «в», почти не зависят от погрешности вычисления. Учитывая это и то, что фракционирующий абсорбер можно считать сложной колонной с двумя питаниеми (F , L_0), показать, как применять уравнения из п. «а», «б» и «в» для получения минимальной погрешности вычисления (округления).

VII-8. Известно⁵, что можно найти такие положительные значения θ , при которых в колонне с одним боковым потоком все g -функции стремятся к нулю. Доказать существование положительных значений θ (см. рис. VII-8), при которых одновременно $g_0 = g_1 = 0$ (D и W_1 являются заданными положительными числами, причем $D + W_1 < F$, т. е. $F = D + W_1 + B$, где $B > 0$).

УКАЗАНИЯ

Шаг 1. Построить графики для g_0 и g_1 в окрестности положительных значений θ_0 и θ_1 . Показать, что следы g_0 и g_1 в плоскости $\theta_0\theta_1$ имеют вид, показанный на рис. VII-7. Понятно, что существование точки пересечения связано с наличием следов в плоскости $\theta_0\theta_1$.

Шаг 2. Для доказательства существования следа на поверхности g_0 необходимо показать, что имеется $\theta_0 = c$, при котором

$$g_0(\theta_0, 0) = 0$$

и наряду с этим существует $\theta_1 = b$, при котором

$$g_0(0, \theta_1) = 0$$

Вначале необходимо установить, что

$$g_0(0, 0) = F - D = B + W_1 > 0$$

Затем следует показать, что для любого положительного значения $\theta_0 < c$ требуется значение θ_1 , при котором $g_0 = 0$, меньшее b .

Шаг 3. Для того чтобы доказать, что g_1 всегда имеет след, покажите, что при любом значении $\theta_0 > 0$:

$$g_1(\theta_0, 0) = -W_1$$

Затем показать: при любой постоянной величине конечного значения $\theta_0 > 0$ будет

$$\lim_{\theta_1 \rightarrow \infty} g_1(\theta_0, \theta_1) = F - W_1 = D + B$$

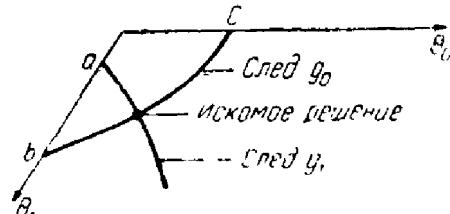


Рис. VII-7.
Следы функций g_0 и g_1 .

Шаг 4. Для того чтобы доказать, что для каждой пары функций существует точка пересечения, достаточно показать:

$$a < b$$

Для доказательства последнего нужно вывести и применить приводимые ниже зависимости:

$$|g_0(0, 0)| = B + W_1$$

$$|g_1(0, 0)| = W_1$$

$$\left| \frac{\partial g_0(0, \theta_1)}{\partial \theta_1} \right| = \left| \frac{\partial g_1(0, \theta_1)}{\partial \theta_1} \right|$$

Л И Т Е Р А Т У Р А

1. Canik L. J., Hardy B. W., Holland C. D., Bauni H. L. Petrol. Ref., 40, № 12, 161 (1961).
2. Tomme W. J., Ph. D. Dissertation, A. and M. College of Texas, College Station, Texas, 1963.
3. Lyster W. N., Sullivan S. L. jr., Billingsley D. S., Holland C. D., Petrol. Ref., 38, № 10, 139 (1959).
4. Weisenfelder A. J., Holland C. S., Johnson R. H., Petrol. Ref., 40, № 10, 175 (1961).
5. Weisenfelder A. J., M. S. thesis, A. and M. College of Texas, College Station, Texas, 1961.
6. Canik L. J., M. S. thesis, A. and M. College of Texas, College Station, Texas, 1961.
7. Treybal R. E., Mass Transfer Operations, New York, McGraw-Hill Book Company, Inc., 1955, p. 250.

ГЛАВА VIII

АБСОРБЕРЫ И ОТПАРНЫЕ КОЛОННЫ



Абсорбера и отпарные колонны можно рассматривать как секцию сложной колонны, заключенную между двумя тарелками питания.

Методики, предложенные для расчета абсорбера и отпарных колонн, почти во всем аналогичны методикам, рекомендуемым для сложных колонн. Погрешность вычисления (округления) сводится к минимуму при применении соответствующих отношений [формула (VI,2а)], потоки фаз при этом определяют по уравнениям теплового баланса (метод постоянного состава и Q -метод). Ниже описаны методики расчета абсорбера и отпарных колонн.

Абсорбера

На рис. VIII показана схема абсорбционной колонны¹⁻⁴.

Методика расчета абсорбера заключается в том, что задаются следующие условия: число тарелок, составы и количество свежего абсорбента и исходного сырья (сырьевого газа), давление в колонне, количество отходящего газа V_1 (или количество насыщенного абсорбента L_N) и энтальпия свежего абсорбента или исходного сырья. Исходя из этих условий, следует определять распределение продуктов и энтальпию исходного сырья (или свежего абсорбента). При расчете абсорбера можно использовать θ -метод, метод постоянного состава и Q -метод^{5, 6}. Задание V_1 для абсорбера аналогично заданию D для ректификационной колонны, а определение энтальпии L_0 для абсорбера соответствует определению нагрузки на дефлегматор ректификационной колонны. Исследованы другие заданные условия⁷, часть из которых приведена в данной главе.

Материальные балансы. Из рис. VIII видно, что тарелки абсорбера нумеруются сверху вниз от 1 до N . Свежий абсорбент, поступающий на верхнюю тарелку, обозначается индексом «нуль», а исходное сырье (сырьевой газ), поступающее на N -ную тарелку, —

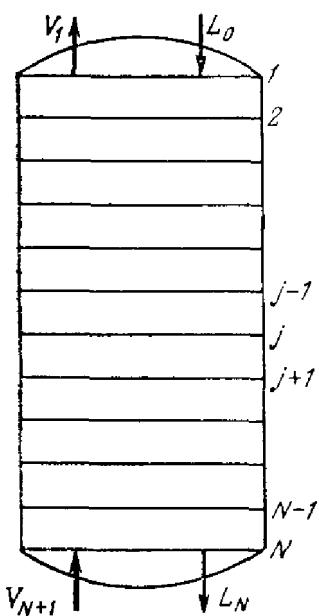


Рис. VIII. Абсорбер или отпарная колонна.

Прежде чем применять это уравнение, необходимо определить $l_{N,i}/v_{1,i}$ и $v_{1,i}$. Затем находят величину $1 - l_{0,i}/v_{1,i}$ по уравнению общего материального баланса. Многократно подставляя $v_{j,i}/v_{1,i}$ в выражение для $v_{j+1,i}/v_{1,i}$, получаем:

$$\frac{v_{N+1,i}}{v_{1,i}} = \omega_i + \Omega_i \left(1 - \frac{l_{0,i}}{v_{1,i}} \right) \quad (\text{VIII},2)$$

Здесь

$$\omega_i = A_{Ni} A_{N-1,i} \dots A_{2,i} A_{1,i}$$

$$\Omega_i = 1 + A_{Ni} + A_{Ni} A_{N-1,i} + \dots + A_{Ni} A_{N-1,i} \dots A_{3,i} A_{2,i}$$

Общий материальный баланс для колонны имеет следующий вид:

$$1 + \frac{l_{N,i}}{v_{1,i}} = \frac{l_{0,i}}{v_{1,i}} + \frac{v_{N+1,i}}{v_{1,i}} \quad (\text{VIII},3)$$

Решая уравнения (VII,2) и (VII,3) относительно $l_{N,i}/v_{1,i}$, получаем искомый результат:

$$\frac{l_{N,i}}{v_{1,i}} = \frac{\omega_i l_{0,i} + (\Omega_i - \omega_i - 1) v_{N+1,i}}{\Omega_i l_{0,i} + v_{N+1,i}} \quad (\text{VIII},4)$$

Соответствующее значение $v_{1,i}$ определяют преобразованием уравнения (VIII,3) в следующее выражение:

$$v_{1,i} = \frac{l_{0,i} + v_{N+1,i}}{1 + (l_{N,i}/v_{1,i})} \quad (\text{VIII},5)$$

Если материальный баланс составляется для нижней части колонны, то получают следующие уравнения:

$$\frac{l_{j-1, i}}{l_{N i}} = S_{j i} \left(\frac{l_{j i}}{l_{N i}} \right) + \left(1 - \frac{v_{N+1, i}}{l_{N i}} \right) \quad 1 \leq j \leq N \quad (\text{VIII},6)$$

$$\frac{l_{N i}}{v_{1 i}} = \frac{l_{0 i}^{-1} \Phi_i v_{N+1, i}}{(\Phi_i + \varphi_i - 1) l_{0 i} + \varphi_i v_{N+1, i}} \quad (\text{VIII},7)$$

Здесь

$$\varphi_i = S_{1 i} \cdot S_{2 i} \cdots S_{N-1, i} \cdot S_{N i}$$

$$\begin{aligned} \Phi_i = 1 + S_{1 i} + S_{1 i} S_{2 i} + S_{1 i} S_{2 i} S_{3 i} + \dots + \\ + S_{1 i} S_{2 i} \cdots S_{N-2} S_{N-1, i} \end{aligned}$$

Из уравнений (VIII,1)–(VIII,7) следует, что поток V_{N+1} поступает в колонну в виде насыщенного пара (при давлении в колонне) или перегретого L_0 в виде кипящей жидкости или переохлажденной. Если один из этих потоков представляет собой двухфазную смесь, то ее можно рассчитывать, как это описано для случая паро-жидкостного питания (см. главы III и VII).

Эквивалентность полученных выше выражений для $l_{N i}/v_{1 i}$ можно доказать так же, как это сделано в главе III для отношения b_i/d_i . Уравнения (VIII,1) и (VIII,6) также эквивалентны. Отметим, что уравнения (VIII,1) и (VIII,6) не идентичны в отношении погрешности вычисления (округления); уравнения (VIII,4) и (VIII,7) почти не зависят от этого вида погрешности.

Погрешность вычисления (округления). Погрешность вычисления (округления) при различных процедурах расчета абсорбиров для нескольких простых примеров приведена в табл. 47. При рассмотрении данных табл. 47 ясно, что величины $(l_{N i}/v_{1 i})_{\text{фор.}}$ получены по уравнению (VIII,4) или (VIII,7) с точностью до семи или восьми знаков (при расчете с точностью до восьми знаков). Значения $(l_{N i}/v_{1 i})_{\text{нот.}}$ найдены пошаговым (расчет от тарелки к тарелке) применением уравнений (VIII,1) и (VIII,6). Результаты, приведенные в табл. 47, подтверждают возможность использования уравнений (VIII,1) и (VIII,6) для определения количества компонентов, а наилучшее значение выбирают проверкой соответствующих отношений $\frac{(l_{N i}/v_{1 i})_{\text{нот.}}}{(l_{N i}/v_{1 i})_{\text{фор.}}}$.

Метод сходимости. Для систем, содержащих любое число однофазных легких и однофазных тяжелых компонентов, обозначаемых соответственно индексами L и H , применение θ -метода

ТАБЛИЦА 47

Погрешность вычисления (округления)
при различных процедурах расчета абсорбераов

№ примера	l_0 и v_{N+1}	Фактор извлечения A	$\frac{(l_N/v_1)_{\text{пог.}}^{**}}{(l_N/v_1)_{\text{фор.}}^*}$	$\frac{(l_N/v_1)_{\text{пог.}}^{***}}{(l_N/v_1)_{\text{фор.}}}$
1	$l_0=0$	0,1	1,0000	0,9000
2	$l_0=0$	10,0	1,0000	0,9000
3	$v_{N+1}=l_0/2$	0,1	1,0000	2,9000
4	$v_{N+1}=l_0$	0,1	1,0000	1,9000
5	$v_{N+1}=2l_0$	0,1	1,0000	1,4000
6	$v_{N+1}=0$	0,1	1,1111	1,0000
7	$v_{N+1}=0$	10,0	1,1111	1,0000
8	$v_{N+1}=l_0/2$	10,0	0,7143	1,0000
9	$v_{N+1}=l_0$	10,0	0,5263	1,0000
10	$v_{N+1}=2l_0$	10,0	0,0448	1,0000
11	$v_{N+1}=0$	9,9999999	-109,999	1,0000
12	$v_{N+1}=l_0$	1,0	1,0000	1,0000

Примечания: 1. Во всех рассмотренных случаях $N=10$, A остается постоянным по всей колонне. 2. Компонент поступает в колонну только как v_{N+1} .

* Определено по уравнению (VIII,4) или (VIII,7).

** Определено по уравнению (VIII,1).

*** Определено по уравнению (VIII,6).

сходимости возможно при расчетах по уравнениям (VIII,8a)—(VIII,8g). Вывод этих уравнений³ аналогичен выводу, приведенному в главе VI. Составы рассчитывают следующим образом:

$$y_{1i} = \left(\frac{V_j - \sum_L v_j L}{V_j} \right) \frac{(v_{ji}/v_{1i})_{ca} (v_{1i})_{co}}{\sum_{i \neq H, L} (v_{ji}/v_{1i})_{ca} (v_{1i})_{co}} \quad (\text{VIII,8a})$$

$$y_i = \frac{v_j L}{V_j} \quad (\text{VIII,8б})$$

$$x_{ji} = \left(\frac{L_j - \sum_H l_{jH}}{L_j} \right) \frac{(l_{ji}/l_{Ni})_{ca} (l_{Ni})_{co}}{\sum_{i \neq H, L} (l_{ji}/l_{Ni})_{ca} (l_{Ni})_{co}} \quad (\text{VIII,8в})$$

$$x_{jH} = \frac{l_{jH}}{L_j} \quad (\text{VIII,8г})$$

Несмотря на то что количество однофазных компонентов постоянно по высоте колонны (для колонн, в которые потоки вво-

дятся и из которых они выводятся на концах), в целях обобщения в уравнениях (VIII,8а)–(VIII,8г) сохраняется индекс j . Величины потоков V_j и L_j (за исключением V_1 , V_{N+1} , L_0 и L_N), необходимые для расчета мольных долей, следует определять по следующим формулам:

$$V_j = \sum_{i \neq H, L} \left(\frac{v_{ji}}{v_{1i}} \right)_{ca} (v_{1i})_{co} + \sum_L v_{jL} \quad (\text{VIII},9)$$

$$L_j = \sum_{i \neq H, L} \left(\frac{l_{ji}}{l_{Ni}} \right)_{ca} (l_{Ni})_{co} + \sum_H l_{jH} \quad (\text{VIII},10)$$

Отметим, что значения V_j и L_j , используемые для расчетов A_j и S_j , получают из уравнений тепловых балансов.

Для любого летучего компонента

$$\left(\frac{l_{Ni}}{v_{1i}} \right)_{co} = \theta \left(\frac{l_{Ni}}{v_{1i}} \right)_{ca} \quad i \neq H, L \quad (\text{VIII},11)$$

причем требуется, чтобы корректированные значения удовлетворяли заданному V_1 и общему материальному балансу:

$$(v_{1i})_{co} + (l_{Ni})_{co} = l_{0i} + v_{N+1,i} \quad i \neq H, L \quad (\text{VIII},12)$$

Из уравнений (VIII,11) и (VIII,12) получаем выражение для $(v_{1i})_{co}$:

$$(v_{1i})_{co} = \frac{l_{0i} + v_{N+1,i}}{1 + \theta (l_{Ni}/v_{1i})_{co}} \quad (\text{VIII},13)$$

Величина θ представляет положительный корень функции $g(\theta)$, причем

$$g(\theta) = \sum_{i \neq H, L} (v_{1i})_{co} - \left(V_1 - \sum_L v_{1L} \right) \quad (\text{VIII},14)$$

Здесь использовано положение о соответствии заданного потока V_1 в абсорбере количеству дистиллята D в ректификационной колонне.

Выход уравнений для метода сходимости. Выход этих уравнений аналогичен приведенному ранее для простых колонн. В данном случае предполагаем, что величины V_j и L_j постоянны для каждой тарелки вследствие применения соответствующих промежуточных холодильников (или нагревателей), и находим корректированные значения количеств компонента, которые удовлетворяют заданным значениям V_j и L_j . Кроме этого, покомпонентный материальный баланс содержит корректированные значения

составов продуктов разделения: Допустим, что σ_j и τ_j определяются следующим образом:

$$(v_{ji})_{co} = \sigma_j \left(\frac{v_{ji}}{v_{1i}} \right)_{ca} (v_{1i})_{co} \quad (\text{VIII},15)$$

$i \neq H, L$

$1 \leq j \leq N$

$$(l_{ji})_{co} = \tau_j \left(\frac{l_{ji}}{l_{Ni}} \right)_{ca} (l_{Ni})_{co} \quad (\text{VIII},16)$$

$i \neq H, L$

$1 \leq j \leq N$

При $j = 0$ и $j = N + 1$ возможны более общие уравнения для σ и τ :

$$(v_{N+1,i})_{co} = \sigma_{N+1,i} \left(\frac{v_{N+1,i}}{v_{1i}} \right)_{ca} (v_{1i})_{co} \quad i \neq H, L \quad (\text{VIII},17)$$

$$(l_{0i})_{co} = \tau_{0i} \left(\frac{l_{0i}}{l_{Ni}} \right)_{ca} (l_{Ni})_{co} \quad i \neq H, L \quad (\text{VIII},18)$$

Сумма корректированных покомпонентных значений v_{jL} и l_{jH} должна соотноситься с заданными V_j и L_j :

$$V_j - \sum_L v_{jL} \quad \text{и} \quad L_j - \sum_H l_{jH}$$

Эти условия удовлетворяются, если значения σ_j и τ_j выбирают таким образом, что

$$V_j = \sum_{i \neq H, L} \sigma_j \left(\frac{v_{ji}}{v_{1i}} \right)_{ca} (v_{1i})_{co} + \sum_L v_{jL} \quad 1 \leq j \leq N \quad (\text{VIII},19)$$

$$L_j = \sum_{i \neq H, L} \tau_j \left(\frac{l_{ji}}{l_{Ni}} \right)_{ca} (l_{Ni})_{co} + \sum_H l_{jH} \quad 1 \leq j \leq N \quad (\text{VIII},20)$$

Остальная часть вывода формул для метода сходимости аналогична описанному в главах IV и VII.

Методика расчета абсорбера. Предполагаемая методика основана на решении большого числа разнообразных примеров^{2,3}. Изменение K в зависимости от температуры для тяжелого абсорбента почти неограничено, поэтому использование температур точек росы ведет к медленной сходимости в большинстве задач². Изменение K при изменении температуры для многих относительно легких компонентов почти равно нулю, поэтому использование температур кипения и θ -метода ведет к указанной выше «раскачке». Борьба с «раскачкой» легче, чем увеличивать скорость сходи-

мости расчета, поэтому рекомендуется применять последнюю процедуру, но таким образом, как это описывается ниже.

Для систем с питанием, содержащим до 50—60% очень легкого компонента, комбинирование θ -метода с определением температур кипения (усреднением) дает удовлетворительные результаты. Диапазон применения θ -метода с определением температур кипения можно расширить при наложении более строгих ограничений на изменение температуры при последовательных приближениях. Например, вместо усреднения температуры $\frac{1}{2}(T_{N-1} + T_N)$ можно брать только $\frac{1}{4}$ поправки, рассчитанной для данного профиля.

Легкие компоненты обычно содержатся в значительном количестве в абсорбере, а не в отпарной колонне. Следовательно, можно ожидать, что комбинирование способа простых итераций ($\theta = 1$) с определением температур кипения даст сходимость при расчете абсорбера, в которых содержится большой процент легких компонентов.

Получены⁶ удовлетворительные результаты при использовании для таких систем описанной выше комбинации. Однако для систем, содержащих сравнительно небольшие количества легких компонентов, такое сочетание приводит к замедлению сходимости, а комбинирование θ -метода с определением температур кипения дает быструю сходимость. Таким образом, простые итерации следует применять только после того, как будет установлено, что θ -метод (будут взяты средние значения по температуре или $\frac{1}{4}$) ведет к «раскачке». Отметим, что расчет процесса при наличии легкого компонента в одной фазе характеризуется ухудшением сходимости по сравнению с расчетом системы, в которой легкий компонент рассматривается как распределяющийся между двумя фазами.

Для расчета общих потоков в абсорбере рекомендуется комбинировать метод постоянного состава с Q -методом, так как при применении обычного метода составления тепловых балансов возникают значительные трудности. При сочетании обычного метода составления тепловых балансов и Q -метода решение задачи редко проходит в адиабатических режимах.

ТАБЛИЦА 48

Условия для примеров VIII-1 и VIII-2

Компонент	v_{N+1}	t_0	Компонент	v_{N+1}	t_0
CH ₄	70	0,0	н-C ₄	4	0,0
C ₂ H ₆	15	0,0	н-C ₅	1	0,0
C ₃ H ₈	10	0,0	н-C ₈	0,0	20

Решение примера VIII-1 сочетанием обычного метода составления тепловых

№ тарелки	Температура, °С			Потоки пара	
	№ приближения				
	начальный профиль	7	28	начальный профиль	28
1	115,56	63,78	68,36	85,0	85
2	110,00	7,08	17,33	86,8	88
3	104,44	4,44	48,24	88,7	93
4	98,89	57,08	88,09	90,6	93
5	93,33	20,77	34,20	92,5	88
6	87,78	56,27	88,80	94,3	93
7	82,22	24,75	21,11	96,2	88
8	76,67	23,49	20,21	98,1	93
V_1 , выт.	—	84,49	85,004		

Комбинирование метода постоянного состава с Q -методом дает при решении аналогичной задачи адиабатические режимы или режимы, связанные с минимумом промежуточных холодильников. Применение этих методов иллюстрируется примерами VIII-1 и VIII-2, условия для которых приведены ниже (см. также табл. 48).

Примеры VIII-1 и VIII-2. Давление в колонне 21 atm , $V_1 = 85$, $N = 8$, свежий абсорбент подается при температуре 29°C . Потоки пара ограничены следующим образом: в примере VIII-1 $88 \leq V_j \leq 93$ ($1 < j < N + 1$), в примере VIII-2 $50 = V_{\min} \leq V_j \leq V_{\max} = 150,2 \leq j \leq N$.

Условия примера VIII-2 допускают широкий интервал изменения потоков в целях увеличения возможности получения адиабатического решения при комбинировании метода постоянного состава с Q -методом. Однако, если применяли комбинирование обычного метода составления тепловых балансов с Q -методом, возникала необходимость сокращения диапазона допустимых потоков пара (см. табл. 48) для того, чтобы получить температуры в заданных пределах (табл. 49, 50).

Данные примеры показывают, что изменение потоков пара между последовательными приближениями ограничивалось следующим образом. Первые два приближения были сделаны на основе одних и тех же величин L/V . При последующих шести приближениях потоки пара ограничены до величины, которая составляла 1,1 и 1/1,1 от значения, принятого для проведения

ТАБЛИЦА 49

балансов с Q -методом

Q_j	Составы продуктов разделения (приближение двадцать восьмое)			
28	компонент	v_1	l_N	
$-1,4 \cdot 10^5$	CH_4	67,929	2,071	
$1,9 \cdot 10^5$	C_2H_6	12,132	2,868	
$3,0 \cdot 10^4$	C_3H_8	$42,429 \cdot 10^{-1}$	5,757	
$-2,5 \cdot 10^5$	$n\text{-C}_4$	$13,815 \cdot 10^{-2}$	3,862	
$2,8 \cdot 10^5$	$n\text{-C}_5$	$19,887 \cdot 10^{-6}$	$99,998 \cdot 10^{-2}$	
$-3,0 \cdot 10^5$	$n\text{-C}_8$	$56,226 \cdot 10^{-2}$	19,438	
$1,8 \cdot 10^5$				
0,0				

данного приближения. В следующих шести приближениях ограничения составляли 1,025 и 1/1,025, а в дальнейших — 1,01 и 1/1,01.

ТАБЛИЦА 50

Решение примера VIII-2 сочетанием метода постоянного состава с Q -методом

№ тарелки	Температура, °C			Потоки пара		Составы продуктов разделения (приближение двадцать пятое)		
	# приближения			началь-ный профиль	25			
	началь-ный профиль	7	25 *	началь-ный профиль	25	ком-понент	v_1	l_N
1	115,56	40,77	42,00	85,0	85,0	CH_4	67,950	2,049
2	110	39,26	44,12	86,8	89,8	C_2H_6	12,282	2,717
3	104,44	38,54	44,62	88,7	90,5	C_3H_8	$45,084 \cdot 10^{-1}$	5,491
4	98,89	37,66	44,46	90,6	90,7	$n\text{-C}_4$	$83,566 \cdot 10^{-3}$	3,916
5	93,33	37,90	43,55	92,5	90,9	$n\text{-C}_5$	$66,002 \cdot 10^{-7}$	1,000
6	87,78	38,54	41,00	94,3	91,2	$n\text{-C}_8$	$17,451 \cdot 10^{-2}$	19,825
7	82,22	36,17	35,80	96,2	91,8			
8	76,67	23,49	23,50	98,1	93,1			
V_1 , выч.		—	84,42	84,9996				

* Профили между последовательными приближениями согласуются в пределах четырех знаков.

Отпарные колонны

Выведенные выше уравнения для расчета абсорбера применимы и к отпарным колоннам при изменении соответствующих индексов. Отгонная (отпаривающая) среда (обычно водяной пар) поступает в количестве V_{N+1} моль на тарелку N (см. рис. VIII) и выходит сверху колонны в количестве V_1 . Насыщенный абсорбент поступает вверх колонны на тарелку 1 в количестве L_0 и покидает тарелку N в количестве L_N моль.

Материальные балансы составляют для нижней части отпарной колонны [уравнение (VIII,6)]. Если насыщенный абсорбент содержит двухфазные компоненты, погрешность вычисления (округления) сводится к минимуму при проверке соответствующих отношений [уравнение (VI,2а)], как это описано для абсорбера. Кроме этого, при заданном значении V_1 уравнения для метода сходимости будут аналогичны описанным ранее.

Однако отмечены некоторые существенные различия между абсорберами и отпарными колоннами. В отличие от абсорбера большая часть рассмотренных отпарных колонн не должна иметь при расчете адиабатических режимов, если требуется, чтобы потоки пара находились в определенных пределах. Во всех рассмотренных примерах предполагалось, что весь входящий водяной пар остается в паровой фазе по всей колонне. При расчете появляется необходимость в применении гипотетического промежуточного холодильника на верхней тарелке для поддержания величины V_2 в заданных пределах. Чтобы избежать применения промежуточного холодильника, следует вместо температуры регенерированного абсорбента задавать температуру пара. Если задается эта температура (T_{N+1}), то необходимость в промежуточном холодильнике в кубе колонны отпадает, так как энталпия водяного пара обычно меньше в заданном интервале температур, чем соответствующая энталпия насыщенного абсорбента L_0 . В случае когда принимаются значения T_{N+1} и V_1 , тепловые балансы составляют для нижней части колонны (по произвольной тарелке).

При распространении методик расчетов для абсорбера на отпарные колонны необходимы некоторые модификации их вследствие наличия в отпарных колоннах большого количества водяного пара. Изменение температур и потоков паров при последовательных приближениях связано с присутствием водяного пара. Для нижней тарелки величина $(1 - y_{N+1})$, являющаяся функцией температуры кипения, будет не только малой, но даже неопределенной до тех пор, пока не будет достигнута сходимость. В приводимом ниже доказательстве водяной пар рассматривается как компонент номер 1 и считается однофазным. Величина $y_{N+1} = V_{N+1}/V_N$ имеет приближенное значение, поскольку точное

значение V_N неизвестно до тех пор, пока не будет получена сходимость.

Колебания температур и потоков пара при последовательных приближениях были сведены до желаемых пределов путем нахождения ряда значений T_N и V_N , которые отвечают условиям фазового равновесия, а также материальным и тепловым балансам для нижних тарелок. При этих расчетах температура T_{N-1} принимается постоянной и равной температуре, полученной по методу сходимости. Кроме того, предполагается, что температура T_{N+1} и количество водяного пара V_{N+1} заданы, а значение L_N определяют из заданных условий. Корректированные количества компонента в продуктах разделения также поддерживают постоянными и равными величинами, полученным в последнем приближении.

Для определения T_N и V_N необходимо знать два независимых уравнения. Первым является функция температуры кипения [уравнение (II,22)], которую можно представить как функцию T_N и V_N и записать в следующем виде:

$$f(T_N, V_N) = \sum_{i \neq 1} K_{Ni} x_{Ni} - \left(1 - \frac{V_{N+1}}{V_N}\right) \quad (\text{VIII},21)$$

Здесь для упрощения предполагают, что система не содержит однофазных тяжелых компонентов. Составы x_{Ni} определяют при помощи метода сходимости как $x_{Ni} = (l_{Ni})_{c_0} / L_N$. Второе уравнение получают из условия теплового баланса для нижней тарелки:

$$V_N H_N + L_N h_N = L_{N-1} h_{N-1} + V_{N+1} H_{N+1} \quad (\text{VIII},22)$$

Поскольку

$$\begin{aligned} V_N H_N &= \sum_{i=1}^e v_{Ni} H_{Ni} = \sum_{i \neq 1} H_{Ni} (l_{N-1, i} - l_{Ni}) + V_{N+1} V_{N, 1} = \\ &= L_{N-1} H(x_{N-1})_N - L_N H(x_N)_N + V_{N+1} H_{N, 1} \end{aligned}$$

то уравнение (VIII,22) можно преобразовать следующим образом:

$$L_{N-1} = \frac{L_N [H(x_N)_N - h_N] + V_{N+1} [H_{N+1, 1} - H_{N, 1}]}{[H(x_{N-1})_N - h_{N-1}]} \quad (\text{VIII},23)$$

На основании материального баланса

$$V_N = L_{N-1} + V_{N+1} - L_N \quad (\text{VIII},24)$$

Неизвестное L_{N-1} можно исключить из уравнения (VIII,23) и после преобразования получить:

$$p(T_N, V_N) = \frac{L_N [H(x_N)_N - h_N] + V_{N+1} [H_{N+1,1} - H_{N,1}] + V_{N+1} - L_N - V_N}{[H(x_{N-1})_N - h_{N-1}]} \quad (\text{VIII},25)$$

Правая часть уравнения (VIII,25) является функцией только T_N и V_N , если $x_{N-1,i}$ исключить путем применения покомпонентного материального баланса для нижней тарелки:

$$\left(\frac{l_{N-1,i}}{l_{Ni}} \right)_{ca} = S_{Ni} + 1$$

Скombинировав это выражение с уравнением для мольной доли:

$$x_{N-1,i} = \frac{(l_{N-1,i}/l_{Ni})_{ca} (l_{Ni})_{co}}{\sum_{i \neq 1} (l_{N-1,i}/l_{Ni})_{ca} (l_{Ni})_{co}}$$

получим следующее выражение для $x_{N-1,i}$ как функции T_N и V_N :

$$x_{N-1,i} = \frac{[(K_{Ni} V_N / L_N) + 1] (l_{Ni})_{co}}{\sum_{i \neq 1} [(K_{Ni} V_N / L_N) + 1] (l_{Ni})_{co}} \quad (\text{VIII},26)$$

Следовательно, задача сводится к нахождению ряда положительных величин T_N и V_N , при которых одновременно $f(T_N, V_N) = p(T_N, V_N) = 0$. Эти значения можно определить несколькими способами, например способом Ньютона—Рафсона или способом интерполирования. Для решения уравнений (VIII,21) и (VIII,25) был применен способ интерполирования. При этом сначала выбирают произвольное значение V_N , которое обозначают как $V_{N,1}$, затем находят соответствующее ему значение T_N , при $f=0$. Исходя из этих величин V_N и T_N , находят значение для функции P , которое обозначают через p_1 . Процедуру повторяют для другого значения V_N , обозначаемого как $V_{N,2}$, в результате чего получают величину p_2 . Следующее, корректированное, значение V_N вычисляют по формуле интерполирования:

$$V_{N,3} = \frac{p_2 V_{N,1} - p_1 V_{N,2}}{p_2 - p_1} \quad (\text{VIII},27)$$

Исходя из этого значения V_N , по изложенной выше процедуре определяют величину p_3 . Затем значение $V_{N,4}$ находят интерполированием по $V_{N,2}, p_2$ и $V_{N,3}, p_3$. Расчет продолжается

до тех пор, пока не будут определены величины V_N и T_N с нужной точностью.

Определение T_N и V_N является составной частью методики расчета. После выполнения заданного приближения на основе принятых величин L/V и T и получения корректированных значений количеств компонента в продуктах разделения (при помощи θ -метода) определяются новые температуры по колонне. Затем по описанному способу интерполяции находят улучшенные значения T_N и V_N для нижней тарелки. Величины V_N , получаемые по уравнению (VIII,27), принимались для следующего приближения, если удовлетворяли неравенству

$$V_{N+1} < V_N < V_{N-1} \quad (\text{VIII},28)$$

При этом в качестве величины V_{N-1} берут значение, использованное в предыдущем приближении по колонне. Если V_N , определяемое по уравнению (VIII,27), не удовлетворяет этому неравенству, то тогда принимают граничное значение V_{N+1} или V_{N-1} , а соответствующие температуры рассчитывают по уравнению (VIII,21). Далее вычисляют нагрузку на промежуточный холодильник (или нагреватель) при помощи теплового баланса. Определив условия для тарелок низа колонны, составляют тепловые балансы для остальных ее тарелок. Чтобы исключить режимы, требующие подачу внешней флегмы, проводят проверку на следующие ограничения:

$$(V_j)_{\min} = V_{N+1} + (N+1-j) \left[\frac{V_1 - V_{N+1}}{N} \right] \quad (\text{VIII},29)$$

$$(V_j)_{\max} = V_1 \quad j < N \quad (\text{VIII},30)$$

Применяют обычные форсирующие процедуры. Корректированные значения температур на всех тарелках, кроме T_N , определяют как средние значения (полусуммы) между рассчитанной температурой и температурой, взятой для предыдущего приближения.

При применении Q -метода установлены следующие ограничения на изменение потоков пара в последовательных приближениях. Первые четыре приближения проведены при постоянных значениях L/V на всех тарелках. В следующих двух приближениях потоки ограничивались до величины 1,1 и 1/1,1 от значений, принятых для осуществления данного приближения. Для следующих шести приближений эти коэффициенты были 1,05 и 1/1,05, а для всех последующих — 1,005 и 1/1,005. Определение T_N и V_N по способу интерполяции начинают после четвертого приближения.

ТАБЛИЦА 51

Условия примеров VIII-3 и VIII-4

Компонент	t_0	Компонент	t_0
C ₁	0,01	n-C ₅	1,75
C ₂	0,17	n-C ₆	2,35
C ₃	1,30	n-C ₇	2,55
n-C ₄	2,83	$t_{\text{кпп}} = 260^{\circ}\text{C}$	82,24
$L_0 \ 93,20$			

Решение примера VIII-3

№ тарелки	Температура, °C			Потоки пара		
	№ приближения					
	начальный профиль	11	17	начальный профиль	17	
1	171,11	179,87	179,49	23,67	23,67	
2	173,89	203,07	204,23	22,40	22,40	
3	176,67	211,95	214,02	21,12	21,12	
4	179,44	215,88	217,24	19,85	19,85	
5	182,22	218,23	216,52	18,57	18,57	
6	185	224,72	216,67	17,30	17,30	
7	187,78	224,37	219,17	16,02	16,89	
8	190,56	218,89	214,71	14,75	16,33	
$V_{1, \text{выч.}}$	—	23,6516 0,9901	23,6682 0,9990			

Условия примера VIII-3 приведены ниже (см. также табл. 51).

Пример VIII-3. Давление в колонне (избыточное) 3,5 ат, количество водяного пара 13,47, температура 260 °C, $V_1=23,67$, $N=8$. Тепловые балансы необходимо составлять при помощи метода постоянного состава и Q -метода. Величины T_N и V_N следует определять в каждом приближении по уравнениям (VIII,21) и (VIII,25). Максимальные и минимальные потоки пара следующие:

$$23,67 \geq V_j \geq V_{N+1} + (N+1-j) \left(\frac{V_1 - V_{N+1}}{N} \right).$$

Решение этого примера дано в табл. 52.

Определение T_N и V_N после 11-го приближения для данного примера показано в табл. 53.

Определение значений T_N и V_N по уравнениям (VIII,21) и (VIII,25) в конце каждого приближения уменьшает «раскачку», но не ликвидирует ее полностью. При проведении дополнительных приближений, кроме включенных в табл. 52, значение V_N изменялось с 16,3 до 16,2 (примерно после [каждых десяти приближений]). В соответствии с этим температура T_N изменялась примерно на 1° С. Это можно объяснить тем, что на протяжении дальнейших приближений значение θ изменяется с 0,999 до 1,0008, а точность расчета ограничена восемью значащими цифрами.

ТАБЛИЦА 53

Q_j	Составы продуктов разделения (приближение семнадцатое)		
17	компонент	v_1	t_N
0,0	Пар	13,4700	0,0
$-4,8 \cdot 10^5$	CH_4	0,0100	$4,087 \cdot 10^{-13}$
$-2,0 \cdot 10^5$	C_2H_6	0,1700	$1,1581 \cdot 10^{-18}$
$-8,0 \cdot 10^4$	C_3H_8	1,3000	$1,3303 \cdot 10^{-5}$
$-1,0 \cdot 10^4$	$n\text{-C}_4$	2,8285	$1,496 \cdot 10^{-3}$
$-3,2 \cdot 10^3$	$n\text{-C}_5$	1,7112	$3,8804 \cdot 10^{-2}$
0,0	$n\text{-C}_6$	1,9497	$4,0028 \cdot 10^{-1}$
0,0	$n\text{-C}_7$	1,3682	1,1818
$t_{\text{кик.}} = 260^\circ \text{C}$		0,8606	81,379

ТАБЛИЦА 5

Решения уравнений (VIII, 21) и (VIII,25) относительно T_N и V_N после 11-го приближения примера VIII-3

№ приближения	V_N (принято)	T_N [по уравнению (VIII,21)]	$p(V_N, T_N)$	V_N [путем интерполяции по уравнению (VIII,27)]
1	16,4592	422,600	-2,4050	—
2	18,8642	470,863	25,8000	16,6643
3	16,6643	427,734	1,1914	16,5578
4	16,5578	415,103	$-6,2875 \cdot 10^{-1}$	16,5946
5	16,5946	416,020	$1,1145 \cdot 10^{-2}$	16,59393
6	16,59393	416,004	$2,8729 \cdot 10^{-4}$	16,59392
7	16,59392	416,003	$1,1730 \cdot 10^{-4}$	16,5940

Различные заданные условия для расчета абсорбера и отпарных колонн

Кроме условий, указываемых ниже, во всех случаях задается число тарелок, состав и величина потоков L_0 и V_{N+1} , а также ограничения на величину потоков для остальных тарелок. Вместо величины потока V_1 можно задавать сумму $v_{1,i}$, как видно из приводимой ниже системы условий (1)–(2):

$$(1) \quad T_{N+1} \quad \text{или} \quad T_0 \quad (2) \quad \sum_{i=2}^s v_{1,i} \quad \left(\text{или} \quad \sum_{i=2}^s l_{Ni} \right) \quad 2 \leq s \leq c$$

Данные условия можно принять как для абсорбера, так и для отпарных колонн. Рассмотрим расчет отпарной колонны с водяным паром, а затем расчет абсорбера. Эта система заданных условий включает и другие условия, например фракционный состав компонентов, удаляемых при отпарке из насыщенного абсорбера, поток L_0 , поскольку он может быть выражен через члены суммы $v_{1,i}$. Величины $v_{1,i}$ следует принимать для всех компонентов, кроме однофазных, которые являются постоянными и равными:

$$v_{1,L} = V_{N+1} \quad \text{и} \quad v_{1,H} = 0$$

Все уравнения, выведенные для θ -метода, остаются в силе, за исключением выражения (VIII,14).

Значение θ , используемое в уравнениях (VIII,11) и (VIII,13), представляет собой положительный корень, дающий $g(\theta) = 0$, где

$$g(\theta) = \sum_{i=2}^s \frac{v_{N+1,i} + l_{0i}}{1 + \theta (l_{Ni}/v_{1i})_{ca}} - \sum_{i=2}^s v_{1,i} \quad (\text{VIII,31})$$

Отметим, что вторая сумма в правой части уравнения (VIII,31) является одним из заданных условий. Если все компоненты, кроме первого, выбираются произвольно, такое условие становится общим и включает любой компонент или группу компонентов. Корректированные количества их в продуктах разделения вычисляют по уравнениям (VIII,11) и (VIII,13). В качестве корректированного значения потока пара V_1 при любом приближении берется поток, определяемый по следующему уравнению:

$$(V_1)_{co} = \sum_{i=1,H} \frac{v_{N+1,i} + l_{0i}}{1 + \theta (l_{Ni}/v_{1i})_{ca}} + V_{N+1} \quad (\text{VIII,32})$$

Общие потоки пара и жидкости в колонне определяются при помощи метода постоянного состава и Q -метода составления тепловых балансов. Верхний предел потока пара [см. уравнение

ТАБЛИЦА 54

Решение примера VIII-4

№ тарелки	№ приближения				
	5	10	15	20	24
Температура, °C					
1	358,02	354,75	354,40	354,36	354,28
2	395,74	397,20	298,99	399,65	399,92
3	406,76	417,35	417,42	418,26	418,68
4	407,06	429,98	424,73	424,35	423,92
5	402,24	438,43	427,07	423,01	423,54
6	394,44	442,72	425,45	423,83	422,31
7	384,69	443,56	429,23	427,63	425,18
8	380,51	423,29	425,17	420,92	419,35
$\sum_{i=1}^7 v_{1i}$	21,4908	21,3998	21,4431	21,4451	21,4461
V_1, θ	24,0088 1,1372	23,2318 0,8865	23,6930 0,9929	23,6589 0,9983	23,6690 1,0011

(VIII,30)] берется равным корректированному значению V_1 [см. уравнение (VIII,32)]. Значения для T_N и V_N определяют по уравнениям (VIII,21) и (VIII,25), как это описано выше.

Ниже приведены заданные условия примера VIII-4 (см. табл. 54):

Пример VIII-4. $\sum_{i=1}^7 v_{1i} = 21,44570$. Прочие условия аналогичны примеру VIII-3.

Заданная сумма v_{1i} взята из примера VIII-3, поэтому результат решения будет идентичным (в пределах точности), как это видно из табл. 52 и 54.

Если для расчета абсорбера T_0 (или T_{N+1}) и сумма значений v_{1i} (или l_{Ni}) заданы, то можно применять θ -метод или способ простых итераций ($\theta = 1$), как это было описано раньше. При применении θ -метода для определения величины θ используется уравнение (VIII,31).

Если применяются простые итерации, то составы вычисляют, исходя из рассчитанных значений v_{1i} и l_{Ni} , т. е. $(v_{1i})_{co}$ и $(l_{Ni})_{co}$ в уравнениях (VIII,8)–(VIII,10) заменяют соответственно на $(v_{1i})_{co}$ и $(l_{Ni})_{co}$. Для того чтобы составить тепловые балансы, берут значение V_1 [обозначается как $(V_1)_{co}$], которое следующим образом связано с заданной суммой v_{1i} :

$$(V_1)_{co} = \sum_{i=1}^s v_{1i} + \sum_{i=s+1}^c (v_{1i})_{co} \quad (\text{VIII},33)$$

Первая сумма в правой части уравнения (VIII,33) является заданным условием. Это значение V_1 и соответствующие значения V_j и L_j применяются при расчете факторов извлечения и отпарки в следующем приближении.

При других заданных условиях для абсорбера и отпарных колонн, таких, как T_{N+1} и T_0 , очевидно, одной из наиболее легких методик расчета будет следующая.

Для каждого потока V_1 соответствующим расчетом определяют значение T_0 (или T_{N+1}). Величину V_1 , которая удовлетворяла бы заданным значениям T_0 и T_{N+1} , можно получить последовательной интерполяцией.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ (см. главы II—VII)

ЗАДАЧИ

VIII-1. Вывести уравнениями (VIII,1), (VIII,4), (VIII,6) и (VIII,7).

VIII-2. Показать, что уравнения (VIII,4) и (VIII,7) теоретически эквивалентны.

VIII-3. Так как l_{0i} и $v_{N-1,i}$ известны, то рассчитанные и корректированные количества компонентов в питании будут равны. Исходя из этого, а также из уравнений (VIII,17), (VIII,18) и постулата относительно отношения $\sigma_{N+1,i}/\tau_{0i}$, показать, что

$$\left(\frac{l_{Ni}}{v_{1i}} \right)_{co} = \theta \left(\frac{l_{Ni}}{v_{1i}} \right)_{ca}$$

VIII-4. Исходя из уравнений (VIII,15) и (VIII,16), (VIII,19) и (VIII,20) и определения мольной доли, показать, что выражения для расчета составов аналогичны уравнениям (VIII,8а) — (VIII,8г).

VIII-5. а) Даны температура L_0 (кроме прочих условий, упомянутых в тексте). Вывести следующие выражения, которые представляют собой сочетание метода постоянного состава и Q -метода:

$$L_1 = \frac{V_1 [H_1 - H(y_1)_2] + L_0 [H(x_0)_2 - h_0]}{[H(x_1)_2 - h_1]}$$

$$L_j = \frac{V_1 [H_1 - H(y_1)_{j+1}] + L_0 [H(x_0)_{j+1} - h_0] + \sum_{k=1}^{j-1} Q_k}{[H(x_1)_{j+1} - h_j]}, \quad 2 \leq j \leq N-1$$

$$H_{N+1} = \frac{V_1 H_1 + L_N h_N + \sum_{k=1}^{N-1} Q_k - L_0 h_0}{V_{N+1}}$$

Вывести соответствующие уравнения для сочетания метода постоянного состава и Q -метода, если задана температура потока V_{N+1} вместо температуры потока L_0 .

VIII-6. Приведенную ниже задачу расчета абсорбера можно быстро решить без применения машины ($V_1 = 85$, $p = 28 \text{ atm}$, $T_0 = 32,2^\circ \text{C}$, $N = 3$): •

	v_{N+1}	t_0
Однофазный легкий компонент	70	0,0
C_3H_8	30	0,0
Однофазный тяжелый компонент	0,0	15

- а) Показать, что $(v_{1,2})_{co} = 15$ для всех приближений.

б) Показать, что $\theta = (v_{1,2}/l_{N,2})_{ca}$.

в) Для какой части абсорбера (верхней или нижней) следует составлять материальные балансы для пропана с тем, чтобы свести к минимуму погрешность вычисления (округления)?

г) Показать, что значения K , соответствующие температурам кипения, можно определить прямым путем, без итераций.

д) Провести два или три приближения, комбинируя обычный метод составления тепловых балансов с Q -методом или метод постоянного состава с Q -методом. Пользуйтесь данными по энталпии для метана и n -октана, принятых соответственно в качестве однофазных легкого и тяжелого компонентов.

Л И Т Е Р А Т У Р А

1. Franklin W. B., George Horton, Ind. Eng. Chem., 32, 1384 (1940).
 2. Souders M., Brown C. C., Ind. Eng. Chem., 24, 519 (1932).
 3. Kremser A., Nat. Petrol. News, 22, № 21, 42 (1930).
 4. Mc Neese C. R., Small Digital Computer Can Solve Rigorous Absorber Calculation, paper presented at the 44th National Meeting of the Am. Ind. Chem. Eng in New Orleans, 27 (1961).
 5. Hardy B. W., M. S. thesis A. and M. College of Texas, College Station, Texas, May 1961.
 6. Hardy B. W., Sullivan S. L. jr., Holland C. D., Bauni H. L., Petrol. Ref., 40, № 9, 237 (1961).
 7. Wetherold R. G., M. S. thesis, A. and M. College of Texas, College Station, Texas, 1962.

ГЛАВА IX

АЗЕОТРОПНАЯ И ЭКСТРАКТИВНАЯ РЕКТИФИКАЦИЯ *

$$\left(\frac{T}{T_0}\right)^n \log \gamma_1$$

Инженеру-проектировщику часто приходится сталкиваться с разделением компонентов, температуры кипения которых настолько близки, что их разделение обычной ректификацией становится практически невыгодным или даже невозможным. Эти компоненты обычно относятся к различным классам или гомологическим рядам и отличаются молекулярным строением. Вследствие этого каждый из близкокипящих компонентов по-разному реагирует на изменение жидкофазной среды, которое происходит при добавлении нового компонента, называемого разделяющим агентом (интрайнаром) или растворителем. При этом летучесть одного из близкокипящих компонентов меняется в большей мере, чем другого. Разделяющий агент должен удерживать в растворе молекулы одного типа или, наоборот, облегчать работу выхода из раствора молекул другого типа.

Процессы ректификации, в которых разделение близкокипящих ключевых компонентов происходит при условии добавления нового компонента, называются *азеотропными* или *экстрактивными*.

Азеотропная ректификация относится к тем процессам, в которых добавленный компонент образует азеотроп, причем один из ключевых компонентов и этот азеотроп в процессе разгонки становятся либо дистиллятом, либо кубовым продуктом (в зависимости от температуры кипения азеотропа). Часто образовавшийся азеотроп не является бинарным, поскольку он содержит некоторое количество обоих компонентов (точка, соответствующая этому азеотропу, находится внутри треугольной диаграммы). Такой азеотроп называется тройным. Если соотношение двух начальных компонентов в тройном азеотропе отличается от соот-

* Глава взята из книги B. D. Smith «Design of Equilibrium Stage Processes», McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1963. — Прим. ред.

ношения этих компонентов в исходном продукте, то отвод тройного азеотропа в качестве верхнего (или нижнего) продукта приводит к их разделению.

Экстрактивная ректификация подобна азеотронному процессу, в котором растворитель с поглощенными компонентами выводится из куба колонны, причем между растворителем и одним из ключевых компонентов не образуется никакого азеотропа.

Качественные предсказания для коэффициентов активности различных компонентов при бесконечном разбавлении (растворителем) возможны по методу Пьеротти и др.¹.

Если необходимо иметь уточненные данные по рассматриваемой системе, следует провести эксперимент по измерению коэффициентов активности ключевых компонентов при заданной концентрации растворителя. При наличии этих данных о всех трех бинарных системах, образованных двумя ключевыми компонентами и растворителем, можно количественно предсказать равновесие для трехкомпонентных систем.

Предсказание отклонений от идеальности

Все жидкости разделены на пять классов² в соответствии со способностью их молекул образовывать межмолекулярные связи (взаимодействовать) с подобными или различными молекулами (атомами), способность эта зависит от степени поляризации молекулы.

Класс I. Жидкости, способные образовывать пространственные структуры с сильными водородными связями, такие, как вода, гликоль, глицерин, аминоспирты, гидроксиамин, оксикислоты, многоатомные фенолы, амиды и т. д.

Класс II. Жидкости, состоящие из молекул, содержащих активные атомы водорода и атомы-доноры электронов (кислород, азот и фтор), т. е. спирты, кислоты, фенолы, первичные и вторичные амины, оксимы, нитросоединения с водородными атомами, нитрилы с атомами водорода в α -положении, аммиак, гидразин, фтористый водород, цианистый водород и т. д.*.

Класс III. Жидкости, состоящие из молекул, содержащих атомы-доноры электронов без активных атомов водорода, т. е. эфиры, кетоны, альдегиды, сложные эфиры, третичные амины (включая пиридины), нитросоединения, нитрилы, в которых нет атомов водорода в α -положении и т. д.

* Такие соединения, как нитрометан и ацетонитрил, также образуют пространственные структуры с водородными связями. Однако эти связи слабее, чем связи в группах OH и NH, поэтому соединения таких типов относятся к классу II.

Класс IV. Жидкости, состоящие из молекул, содержащих активные атомы водорода без доноров, т. е. CHCl_3 , CH_2Cl_2 , CH_3CHCl_2 , $\text{CH}_2\text{Cl}-\text{CH}_2\text{Cl}$, $\text{CH}_2\text{Cl}-\text{CHCl}-\text{CH}_2\text{Cl}$, $\text{CH}_2\text{Cl}-\text{CHCl}_2$ и т. д.

Класс V. Жидкости, молекулы которых не способны к образованию водородных связей, например углеводороды, сероуглерод, сульфиды, меркаптаны, галоидоуглеводороды, не вошедшие в класс IV, а также неметаллические элементы (иод, фосфор, сера и т. д.).

Используя эту классификацию, можно предсказывать отклонения от закона Рауля, возникающие при смешении двух каких-либо жидкостей. Если после смешения двух жидкостей число водородных связей уменьшилось, отклонение от закона Рауля будет положительным, т. е. молекулы получат возможность более легко покидать жидкую фазу.

Такое явление наблюдается при смешении жидкостей классов I и V.

Добавление жидкости класса III (атомы-доноры без активного водорода) к жидкости класса IV (активный водород без атомов-доноров) неизменно дает отрицательные отклонения вследствие образования, а не разрушения водородных связей.

Результаты смешения жидкостей различных классов сведены в табл. 55.

ТАБЛИЦА 55

Отклонения от закона Рауля

Классы	Отклонения	Примечание
I + V II + V }	Всегда положительные отклонения; система I + V характеризуется ограниченной растворимостью	Разрываются только водородные связи
III + IV	Всегда отрицательные отклонения	Образуются только водородные связи
I + IV II + IV }	Всегда положительные отклонения; система I + IV характеризуется ограниченной растворимостью	Разрываются и образуются водородные связи, может оказывать влияние диссоциация жидкостей классов I и II
I + I I + II I + III II + II II + III III + III III + V IV + IV IV + V V + V }	Обычно положительные отклонения; в некоторых случаях отрицательные отклонения	Разрываются и образуются водородные связи
	Квазиидеальные системы, всегда положительные отклонения или идеальные смеси	Водородные связи не образуются

Представления о водородной связи недостаточно для объяснения поведения многих смесей. Например, ароматические соединения и парафиновые углеводороды, относящиеся к классу V, дают положительные отклонения при смешении, хотя водородных связей у этих веществ не образуется. Несомненно, что существует какой-то другой тип межмолекулярной связи между ароматическими молекулами, которая разрушается при добавлении парафиновых углеводородов. Незначительное изменение в межмолекулярном притяжении возникает также в случае смешения олефинов и парафиновых углеводородов, которое и вызывает слабые отклонения от закона Рауля.

Коэффициенты активности при бесконечном разбавлении. Разработан метод¹, позволяющий рассчитывать количественно отклонения от закона Рауля (описанная выше классификация жидкостей позволяет давать только качественную оценку).

Этот метод основан на эмпирическом уравнении, которое связывает избыточную свободную энергию растворенного вещества при бесконечном разбавлении в растворителе с рядом констант. Соотношение избыточной свободной энергии и коэффициента активности следующее:

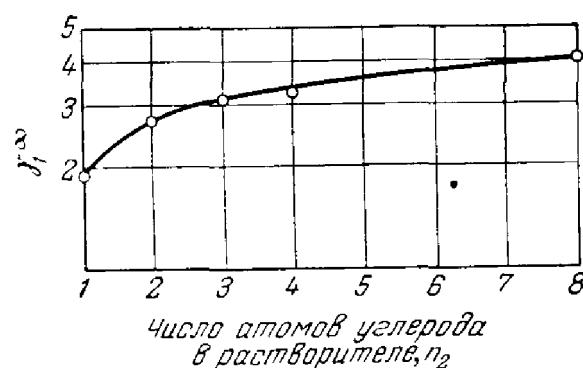


Рис. IX-2. Коэффициенты активности для воды при температуре 100° С. и бесконечное разбавление нормальными спиртами в зависимости от числа углеродных атомов растворителя.

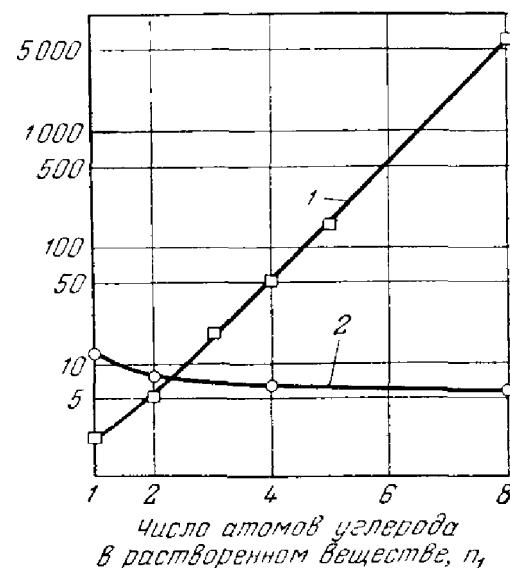


Рис. IX-1. Коэффициент активности при температуре 100° С для нормальных спиртов с прямой цепью при бесконечном разбавлении водой (1) и гептаном (2).

$$F_1^E = \bar{F}_1, \text{ неи.} - F_1, \text{ ид.} = RT \ln \gamma_1 \quad (\text{IX.1})$$

Если взять неограниченно большое количество растворителя, то полученные значения F_1^E и γ_1 будут являться соответствующими величинами для бесконечного разбавления. Значение γ_1 для бесконечного разбавления отвечает предельной точке $x_2 = 1,0$ на графике зависимости γ_1 от количества растворителя. На рис. IX-1 и IX-2 показано непрерывное изменение предельных значений γ^∞ в зависимости от молекулярной

ТАБЛИЦА 56

рядов растворенного вещества и растворителя

Член	Коэффициент <i>C</i>	Член	Коэффициент <i>D</i>	Член	Коэффициент <i>F</i>
$C (1/n_1)$	0,490 0,290 0,140	Нет		Нет	
$C (1/n_1)$	0,558 0,460 0,230	Нет		Нет	
$C (1/n'_1 + 1/n''_1)$	0,170 0,252 0,400	Нет		Нет	
$C \left(\frac{1/n'_1 +}{1/n''_1 +} \right)$	0,170 0,252 0,400	Нет		Нет	
$C (1/n_1)$	0,558 0,460 0,230	Нет		Нет	
$C (1/n_1)$	0,320 0,210 0,0	Нет		Нет	
$C (1/n_1)$	0,320 0,240 0,0	Нет		Нет	
$C (1/n_1 + 1/n_1)$	0,500 0,330 0,200	Нет		Нет	
$C \left[\frac{1/n'_1 +}{1/n''_1 +} \right]$	0,486 0,451 0,426	Нет		Нет	
$C [1/n_1 + 1/n''_1]$	0,195				
$C (1/n_1)$	0,760				
$C (1/n_1)$	0,413				
$C (1/n_1)$	0,00				
$C (1/n_1)$	0,760	Нет		Нет	
$C (1/n_1)$	0,413				
$C (1/n_1)$	0,00				
$C (1/n'_1 + 1/n'_1)$	0,260	Нет		Нет	
$C (1/n_1)$	0,260	Нет		Нет	
$C (1/n_1)$	0,073	Нет		Нет	
$C [(1/n_1 - 4)]$	—0,466	Нет		Нет	
$C \left[\frac{(1/n'_1 - 1) +}{(1/n''_1 - 1) +} \right]$	0,475 0,390 0,340	Нет		Нет	
$C (1/n'_1 + 1/n''_1)$	0,757 0,680 0,605	$D (n_1 - n_2)^2$	-0,00049 -0,00057 -0,00061 -0,00049 -0,00057 -0,00061	Нет	

Значения коэффициентов уравнения (IX,2) для различных гомологических

Растворенные вещества	Растворители	Температура °C	Коэффициент A	Член	Коэффициент B
Кислоты *	Вода	25	-1,00	Bn_1	0,622
		50	-0,80	Bn_1	0,590
		100	-0,620	Bn_1	0,517
Первичные спирты	»	25	-0,995	Bn_1	0,622
		60	-0,755	Bn_1	0,583
		100	-0,420	Bn_1	0,517
Вторичные спирты	»	25	-1,220	Bn_1	0,622
		60	-1,023	Bn_1	0,583
		100	-0,870	Bn_1	0,517
Третичные спирты	»	25	-1,740	Bn_1	0,622
		60	-1,477	Bn_1	0,583
		100	-1,291	Bn_1	0,517
Аллиловый спирт *	»	25	-1,180	Bn_1	0,622
		60	-0,929	Bn_1	0,583
		100	-0,650	Bn_1	0,517
Альдегиды *	»	25	-0,780	Bn_1	0,622
		60	-0,400	Bn_1	0,583
		100	-0,03	Bn_1	0,517
Алкенальдегиды *	»	25	-0,720	Bn_1	0,622
		60	-0,540	Bn_1	0,583
		100	-0,298	Bn_1	0,517
Кетоны *	»	25	-1,475	Bn_1	0,622
		60	-1,040	Bn_1	0,583
		100	-0,621	Bn_1	0,517
Ацетали *	»	25	-2,556	Bn_1	0,622
		60	-2,184	Bn_1	0,583
		100	-1,780	Bn_1	0,517
Простые эфиры *	»	20	-0,770	Bn_1	0,640
Нитрилы *	»	25	-0,587	Bn_1	0,622
		60	-0,368	Bn_1	0,583
		100	-0,095	Bn_1	0,517
Алкенинитрилы *	»	25	-0,520	Bn_1	0,622
		60	-0,323	Bn_1	0,583
		100	-0,074	Bn_1	0,517
Сложные эфиры *	»	20	-0,930	Bn_1	0,640
Формиаты *	»	20	-0,585	Bn_1	0,640
Моноалкилхлориды *	»	20	1,265	Bn_1	0,640
<i>n</i> -Парафины *	»	16	0,688	Bn_1	0,642
Алкилбензолы *	»	25	3,554	Bn_1	0,622
Спирты *	Парафины	25	1,960	Нет	
		60	1,460		
		100	1,070		
Кетоны *	»	25	0,0877	Нет	
		60	0,016		
		100	-0,067		

Растворенные вещества	Растворители	Температура °C	Коэффициент A	Член	Коэффициент B
Вода	н-Спирты	25 60 100	0,760 0,680 0,617	Нет	
Вода	Вторичные спирты	80	1,208	Нет	
Вода	Кетоны *	25 60 100	1,857 1,493 1,231	Нет	
Кетоны	Спирты *	25 60 100	-0,088 -0,035 -0,035	$B(n_1/n_2)$ $B(n_1/n_2)$ $B(n_1/n_2)$	0,176 0,138 0,112
Альдегиды	Спирты *	25 60	-0,701 -0,239	$B(n_1/n_2)$ $B(n_1/n_2)$	0,176 0,138
Сложные эфиры	Спирты *	25 60 100	0,212 0,055 0,0	$B(n_1/n_2)$ $B(n_1/n_2)$ $B(n_1/n_2)$	0,176 0,138 0,112
Ацетали	Спирты *	60	-1,10	$B(n_1/n_2)$	0,138
Парафины	Кетоны	25 60 90	Нет	$B(n_1/n_2)$ $B(n_1/n_2)$ $B(n_1/n_2)$	0,4821 0,1145 0,0746

* Представители гомологических рядов нормального строения.

структуры растворителя или растворенного вещества. Метод Пьеротти позволяет вычислить изменение γ^∞ в зависимости от молекулярной структуры путем корреляции, по которой $\lg \gamma^\infty$ рассчитывается как сумма взаимодействий отдельных пар структурных групп в молекулах растворителя и растворенного вещества. Допустим, что R и X являются соответственно углеводородным радикалом и функциональной группой молекулы. Рассмотрим растворение $R'X'$ при бесконечном разбавлении его $R''X''$. Между структурными группами молекул $R'X'$ будут возникать следующие взаимодействия: $X'-X'$, $X'-R'$ и $R'-R'$. Аналогичные взаимодействия возникают между группами молекул $R''X''$: $X''-X''$, $X''-R''$ и $R''-R''$.

Взаимодействия между молекулами растворенного вещества и растворителя следующие: $X'-X''$, $X''-R'$, $X'-R''$ и $R'-R''$. Число различных взаимодействий зависит от числа атомов углерода в молекулах растворенного вещества и растворителя.

Уравнение IX-2, позволяющее учесть длину цепей гомологов метилена $R'X'$ при бесконечном разбавлении гомологами метилена $R''X''$, имеет следующий вид:

$$\frac{F_1^E}{2,303RT} = \lg \gamma_1^\infty = A_{1,2} + \frac{B_2 n_1}{n_2} + \frac{C_1}{n_1} + D (n_1 - n_2)^2 + \frac{F_2}{n_2} \quad (\text{IX},2)$$

Член	Коэффициент <i>C</i>	Член	Коэффициент <i>D</i>	Член	Коэффициент <i>F</i>
Нет		Нет		$F(1/n_2)$	-0,630
Нет		Нет		$F(1/n'_2 + 1/n''_2)$	-0,690
Нет		Нет		$F(1/n'_2 + 1/n''_2)$	-1,019
$C(1/n'_1 + 1/n''_2)$	0,50 0,33 0,20	$D(n_1 - n_2)^2$	-0,00049 -0,00057 -0,00061	$F(1/n_2)$	-0,630 -0,440 -0,280
$C(1/n_1)$	0,320 0,210	$D(n_1 - n_2)^2$	-0,00049 -0,00057	$F(1/n_2)$	-0,630 -0,440
$C(1/n'_1 + 1/n'_1)$	0,260 0,240 0,220	$D(n_1 - n_2)^2$	-0,00049 -0,00057 -0,00061	$F(1/n_2)$	-0,630 -0,440 -0,280
$C(1/n'_1 + 1/n''_1 + 2/n'_1)$	0,451		-0,00057	$F(1/n_2)$	-0,440
Нет		$D(n_1 - n_2)^2$	-0,00049 -0,00057 -0,00061	$F(1/n'_2 + 1/n''_2)$	0,402 0,402 0,401

где F_1^E — избыточная свободная энергия мольной доли растворенного вещества 1 при бесконечном разбавлении растворителем 2; γ_1^∞ — коэффициент активности $R'X'$ при бесконечном разбавлении в $R''X''$; $A_{1,2}$ — коэффициент, зависящий от природы функциональных групп растворенного вещества и растворителя (X' и X''); он характеризует взаимодействия между $X'—X'$, $X'—X''$ и $X''—X''$; B_2 — коэффициент, зависящий только от природы функциональной группы X'' растворителя; слагаемое $B_2 n_1$ характеризует изменение числа взаимодействий между $X''—X''$ и $R'—R''$; C_1 — коэффициент, зависящий только от функциональной группы X' растворенного вещества; слагаемое C_1/n_1 показывает изменение числа взаимодействий между $X'—X''$ по мере роста числа атомов углерода в молекуле растворенного вещества; D — коэффициент, не зависящий от X' и X'' ; $D(n_1 - n_2)^2$ характеризует изменения во взаимодействиях $R'—R'$, $R'—R''$, $R''—R''$ с изменением числа углеродных атомов n_1 и n_2 ; F_2 — коэффициент, зависящий только от природы функциональной группы X'' растворителя; F_2/n_2 показывает изменение числа взаимодействий $X''—X''$ по мере роста метильновых групп в R'' .

Значения коэффициентов для некоторых гомологических рядов с различными функциональными группами приведены в табл. 56 для трех температур (стр. 206).

Для растворенных веществ, у которых функциональные группы не находятся в конце молекулы, необходимо применять следующее правило определения числа n_1 . По каждому ответвлению углеводородного радикала счет проводится отдельно, начиная

с атома углерода, к которому подсоединяется функциональная группа. Например, у третичного бутанола центральный углерод входит в число атомов каждого ответвления, поэтому $n_1' = n_1'' = n_1''' = 2$, хотя общее число углеродных атомов равно четырем. Каждое ответвление рассматривается как отдельный радикал, дающий собственную составляющую в коэффициентах A и C . Общий подход, который удовлетворительно характеризует все

ТАБЛИЦА 57

Значения коэффициентов для различных гомологических рядов углеводородов в специфических растворителях

Температура °C	Растворенные вещества	Значения коэффици- ента C	Растворители							
			гентан	метил- этокетон	фурфурол	фенол	этанол	триэти- ленгли- коль	диэти- ленгли- коль	этилен- гликоль
25	—	0,0	0,0455	0,0937	0,0625	0,088		0,191	0,275	
50		0,0	0,033	0,0878	0,0590	0,073	0,161	0,179	0,249	
70		0,0	0,025	0,0810	0,0586	0,065		0,173	0,236	
90		0,0	0,019	0,0686	0,0581	0,059	0,134	0,158	0,226	

Значения коэффициента B

25	—	0,0	0,0455	0,0937	0,0625	0,088		0,191	0,275	
50		0,0	0,033	0,0878	0,0590	0,073	0,161	0,179	0,249	
70		0,0	0,025	0,0810	0,0586	0,065		0,173	0,236	
90		0,0	0,019	0,0686	0,0581	0,059	0,134	0,158	0,226	

Значения коэффициента K

25	Парафины	0,0	0,0	0,335	0,916	0,870	0,580		0,875	
50		0,0	0,0	0,332	0,756	0,755	0,570	0,72	0,815	1,208
70		0,0	0,0	0,331	0,737	0,690	0,590		0,725	1,154
90		0,0	0,0	0,330	0,771	0,620	0,610	0,68	0,72	1,089
25	Алкилцик- логексаны	-0,260	0,18	0,70	1,26	1,20	1,06		1,675	
50		-0,220		0,650	1,120	1,040	1,01	1,46	1,61	2,36
70		-0,195	0,131	0,581	1,020	0,935	0,972		1,550	2,22
90		-0,180	0,09	0,480	0,930	0,843	0,925	1,25	1,505	2,08
25	Алкил- бензолы	-0,466	0,328	0,277	0,67	0,694	1,011		1,08	
50		-0,390	0,243		0,55	0,580	0,938	0,80	1,00	1,595
70		-0,362	0,225	0,240	0,45	0,500	0,900		0,96	1,51
90		-0,350	0,202	0,239	0,44	0,420	0,862	0,74	0,935	1,43
25	Алкилнаф- талины	-0,10	0,53	0,169	0,46	0,595	1,06		1,00	
50		-0,14	0,53	0,141	0,40	0,54	1,03	0,75	1,00	1,92
70		-0,173	0,53	0,215	0,39	0,497	1,02		0,991	1,82
90		-0,204	0,53	0,232		0,445		0,83	1,01	1,765
25	Алкилтет- ралины	0,28	0,244	0,179	0,652	0,378			1,43	
50		0,24			0,528	0,364		1,00	1,38	
70		0,21	0,220	0,217	0,447	0,371			1,33	
90		0,19			0,373	0,348		0,893	1,28	
25	Алкил- декалины	-0,43		0,871	1,54	1,411			2,46	
50		-0,368			1,367	1,285		1,906	2,25	
70		-0,355	0,356	0,80	1,253	1,161			2,07	
90		-0,320			1,166	1,078		1,68	2,06	

спирты, показан в табл. 56. Для ацеталей и алкилзамещенных циклических соединений применяются другие модификации коэффициента C .

Растворы спиртов в парафиновых углеводородах являются представителями соединений, в которых растворители не содержат функциональной группы, вследствие чего отсутствуют взаимодействия, выражаемые коэффициентами B и F . Значение C_1 то же, что и для систем спирт — вода. Отметим также, что коэффициент D будет одним и тем же для парафинового углеводорода (растворителя) независимо от растворенного вещества (сравните коэффициенты для систем спирт — парафиновый углеводород и кетон — парафиновый углеводород в табл. 56). Возможность применения коэффициентов одной системы для другой сокращает объем экспериментальной работы для новых систем. Такой способ неприемлем для коэффициента C при сравнении систем кетон — вода и кетон — парафиновый углеводород. При расчете γ^∞ для смесей воды с гомологами спиртов (и кетонов) необходимы только коэффициенты $A_{1,2}$ и F_2 , причем последний характеризует влияние разветвлений в молекуле растворителя.

При растворении кетонов или альдегидов в воде и растворенное вещество, и растворитель содержат функциональные и алкильные группы, поэтому необходимо использовать все пять коэффициентов уравнения (IX, 2).

Парафиновые углеводороды в кетонах представляют собой системы, для которых не применяются коэффициенты A и C , так как растворенное вещество не содержит функциональную группу.

В табл. 57 приведены значения коэффициентов для различных гомологических рядов в специфических растворителях.

Если структура растворителя остается постоянной, то отношения F_2/n_2 и B_2/n_2 также постоянны, поэтому они могут быть объединены с коэффициентом A . Помимо этого, следует отличать атомы углерода парафиновых углеводородов и атомы углерода, входящие в кольцо. Было обнаружено, что кольцо лучше учитывать как функциональную группу с числом атомов углерода, равным $n_r - 4$ или 2 для бензольного кольца. Если n_p обозначает число атомов углерода парафиновых углеводородов в алкильных боковых цепях, то число атомов углерода растворенного вещества будет $n_p + 2$ для бензольного кольца и уравнение (IX, 2) можно записать для парафиновых и циклических растворенных веществ в следующем виде:

$$\lg \gamma_1^\infty = K_1 + B n_p + \frac{C_1}{n_p + 2} + D (n_1 - n_2)^2 \quad (\text{IX } 3)$$

Если растворенное вещество — парафиновый углеводород, коэффициент C опускается, так как парафины не содержат функциональной группы. Точно так же в случае применения такого

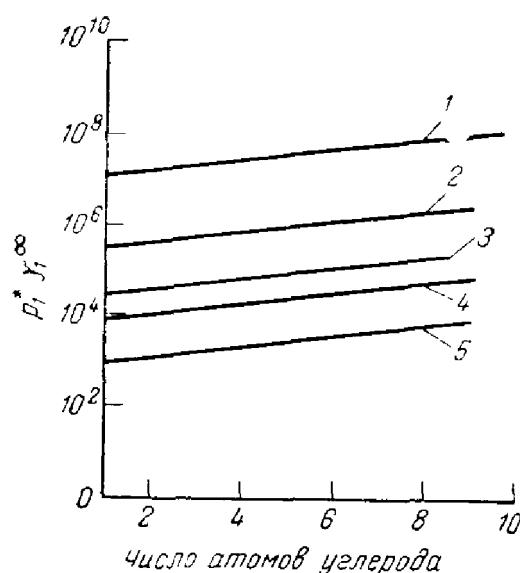


Рис. IX-3. Легучести различных гомологических рядов при бесконечном разбавлении водой:

1 — парафиновые углеводороды; 2 — эфиры; 3 — кетоны; 4 — н-спирты; 5 — кислоты.

нения позволяют определять значение γ в зависимости от состава. Такие расчеты являются ориентировочными, причем различные уравнения могут давать разные результаты. Если бинарная система имеет азеотроп и его параметры известны, то можно использовать уравнение с тремя константами для предсказания поведения более сложных бинарных систем. Такие предсказания обычно оказываются недостаточно точными. Вычислена кривая для γ проходит через три известные точки, но между этими точками может отклоняться от экспериментальных значений.

Основное назначение корреляционных уравнений (IX,2) и (IX,3) — обоснованный выбор растворителей для экстракции жидкость — жидкость и для экстрактивной ректификации. На рис. IX-3 приведено сравнение величин $r_1^* \gamma_1^\infty$ для некоторых гомологических рядов при бесконечном разбавлении водой. Эти величины являются определенным критерием оценки трудности разделения соединений различного типа при экстрактивной дистилляции с водой в качестве растворителя.

Подобные графики, составленные для различных систем, обеспечивают рациональную основу для выбора наиболее селективного растворителя.

Основные расчетные зависимости

Основные уравнения, которые были приведены ранее для ректификации идеальных смесей, справедливы и при расчете азеотропной и экстрактивной ректификации.

растворителя, как гептан, коэффициент B становится равным нулю, поскольку в смеси парафиновых углеводородов нет функциональных групп.

Уравнение Пьеротти является достаточно точным, особенно если учесть, что оно охватывает большое число различных систем. Общее среднее отклонение для γ_i^∞ составило около 8% (при рассмотрении 44 гомологических систем).

Приведенные выше уравнения можно использовать для вычисления значений γ во всей области изменения составов. Зная две величины γ^∞ , можно найти две константы в уравнении Ван-Лаара или в уравнениях Маргулеса (третьей степени). Эти урав-

Два фактора делают азеотропную и экстрактивную дистилляцию более сложными процессами, чем обычный ректификационный процесс, рассмотренный ранее. Это, во-первых, необходимость поддерживать постоянную концентрацию растворителя по высоте колонны, что часто требует дополнительного ввода растворителя (помимо места подачи исходного сырья). Поэтому необходимо применять методы расчета колонн, имеющих два питающих потока, и для достижения сходимости применять современные методы расчета на машинах³⁻⁵, описанные выше.

Вторым фактором, усложняющим расчеты азеотропной и экстрактивной дистилляции, являются более сложные равновесные и тепловые соотношения. В данном случае неприемлемо допущение об идеальных жидкких растворах, поэтому требуется определение коэффициентов активности ($\gamma \neq 1$). Кроме того, при расчете энталпии фазовых потоков следует использовать парциальные энталпии вместо энталпий чистых компонентов.

Равновесные соотношения. Константы равновесия, полученные в предположении идеальной жидкой фазы, являются неточными. Необходимо экспериментальное определение коэффициентов активности, причем полученные данные следует обрабатывать таким образом, чтобы иметь возможность рассчитывать коэффициенты активности как функцию состава жидкой фазы. Известные уравнения Вооля и Редлиха — Кистера для многокомпонентных систем приемлемы для машинного расчета.

Константа равновесия $K_i = y_i/x_i$ связана с коэффициентом активности следующим образом:

$$\ln \gamma_i = \ln \frac{y_i f_{i,p}}{x_i f_{i,p_i^*}} + \int_0^p \frac{\bar{V}_i - V_i}{RT} dp - \int_{p_i^*}^p \frac{V_i^L}{RT} dp$$

где $f_{i,p}$ и f_{i,p_i^*} — летучести чистого компонента при общем давлении и давлении насыщенного пара; V_i — мольный объем чистого i -того компонента; \bar{V}_i — парциальный мольный объем i -того компонента.

Исключим летучести из приведенного выше уравнения и получим:

$$\ln \gamma_i = \ln \frac{y_i p}{x_i p_i^*} + \int_{p_i^*}^p \frac{V_i - V^*}{RT} dp + \int_0^p \frac{\bar{V}_i - V_i}{RT} dp - \int_{p_i^*}^p \frac{V_i^L}{RT} dp$$

Это уравнение часто пишется со вторым вириальным коэффициентом B_i , подставляемым вместо $V_i - V^*$ для приближенного выражения отклонения от идеального газа:

$$\ln \gamma_i = \ln \frac{y_i p}{x_i p_i^*} + \frac{B_i - V_i^L}{RT} (p - p_i^*)$$

где $V^* = \frac{RT}{p}$ — мольный объем чистого i -того компонента, рассматриваемого как идеальный газ, моль; V_i^L — объем, предположительно независимый от давления.

$$\text{Отсюда } K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\gamma_i p_i^*}{p} \exp \frac{(V_i^L - B_i)(p - p_i^*)}{RT} \quad (\text{IX.4})$$

При данных составе жидкой фазы и температуре тарелки можно вычислить K_i , так как все величины правой части уравнения (IX.4) известны. Для случая, когда равновесная зависимость должна быть выражена через относительные летучести, получим:

$$a_{i-r} = \frac{\gamma_i p_i^*}{\gamma_r p_r^*} \exp \left[\frac{(V_i^L - B_i)(p - p_i^*)}{RT} - \frac{(V_r^L - B_r)(p - p_r^*)}{RT} \right] \quad (\text{IX.5})$$

Учет экспоненциального множителя при расчете равновесия для атмосферного давления оправдан только при наличии очень точных экспериментальных данных.

При расчете температур кипения неидеальных систем удобно также пользоваться следующим уравнением:

$$p = \sum_{i=1}^c y_i p = \sum_{i=1}^c \gamma_i x_i p_i^* \exp \frac{(V_i^L - B_i)(p - p_i^*)}{RT} \quad (\text{IX.6})$$

Определение температур, так же как и вычисление состава равновесных фаз, возможно только способом итераций с применением ЭВЦМ.

Тепловые балансы. Энталпии паровой и жидкой фаз, отходящих с n -ной тарелки, можно рассчитать как

$$H_n = \sum_{i=1}^c y_i, n \bar{H}_{i,n} \quad (\text{IX.7})$$

$$h_n = \sum_{i=1}^c x_i, n \bar{h}_{i,n} \quad (\text{IX.8})$$

$$\bar{H}_{i,n} = H_{i,n}$$

Допущение, что $\bar{H}_{i,n} = H_{i,n}$, приводит к незначительной ошибке, но позволяет вычислять энталпию паровой фазы, зная только энталпии чистых компонентов. Указанное допущение, как правило, неприемлемо для жидкой фазы, поэтому для расчета энталпии жидкости требуются значения $\bar{h}_{i,n}$. Эти значения можно определить, если известна величина парциальной мольной теплоты растворения L_i , как функции состава. Парциальная мольная теплота растворения для жидкой фазы

$$L_{i,n} = \bar{h}_{i,n} - h_{i,n} \quad (\text{IX.9})$$

Если для поддержания постоянной температуры смеси при растворении в ней моля i -того компонента необходимо подводить тепло, то $\bar{h}_i > h_i$ и L_i будут положительной величиной. Если тепло выделяется, то $\bar{h}_i < h_i$ и L_i — отрицательная величина.

Экспериментальное определение величин L_i во всем диапазоне составов является задачей, сравнимой по трудоемкости с измерением коэффициентов активности, и, следовательно, такие данные не часто имеются в распоряжении исследователя. Однако величины парциальной мольной теплоты растворения можно определить с достаточной точностью, исходя из значений коэффициентов активности⁶, по уравнению

$$\left(\frac{d \lg \gamma_i}{d(1/T)} \right)_x = \frac{\bar{h}_i - h_i}{2,3R} = \frac{L_i}{2,3R} \quad (\text{IX},10)$$

Для большинства систем изменение величины L_i в зависимости от температуры является незначительным, поэтому график зависимости $\lg \gamma_i$ от $1/T$ — прямая линия.

Для бинарной системы уравнение Редлиха — Кистера с двумя константами имеет вид

$$\lg \gamma_1 = x_2^2 [B_{12} + C_{12}(4x_1 - 1)] \quad (\text{IX},11)$$

Дифференцирование по $1/T$ для данного состава дает:

$$\left(\frac{\partial \lg \gamma_1}{\partial (1/T)} \right)_x = x_2^2 \left[\frac{\partial B_{12}}{\partial (1/T)} + (4x_1 - 1) \frac{\partial C_{12}}{\partial (1/T)} \right] \quad (\text{IX},12)$$

поскольку

$$\lim_{x_1 \rightarrow 0} \lg \gamma_1 = B_{12} - C_{12} \quad (\text{IX},13)$$

$$\lim_{x_2 \rightarrow 0} \lg \gamma_2 = B_{12} + C_{12} \quad (\text{IX},14)$$

Уравнение для парциальной мольной теплоты растворения можно записать как

$$\left[\frac{\partial (B_{12} - C_{12})}{\partial (1/T)} \right]_{x_1=0} = \frac{L_{12}^\infty}{2,3R} \quad (\text{IX},15)$$

или

$$\left[\frac{\partial (B_{12} + C_{12})}{\partial (1/T)} \right]_{x_2=0} = \frac{L_{21}^\infty}{2,3R} \quad (\text{IX},16)$$

Последние два уравнения можно решить относительно $\frac{\partial C_{12}}{\partial (1/T)}$ и, сложив почленно, получим следующее равенство:

$$2 \left(\frac{\partial C_{12}}{\partial (1/T)} \right)_x = \frac{L_{21}^\infty - L_{12}^\infty}{2,3R} \quad (\text{IX},17)$$

Подстановка значения производной в уравнение (IX,13) дает следующее выражение для парциальной мольной теплоты растворения:

$$L_1 = x_2^2 [L_{12}^\infty + 2x_1 (L_{21}^\infty - L_{12}^\infty)] \quad (\text{IX,18})$$

Выражение для L_2 находят соответствующей заменой индекса 1 на 2 и наоборот. Значения L_1^∞ и L_2^∞ получают по графикам зависимости $\lg(\gamma_1/\gamma_2)$ для $x_1 = 0$, $x_1 = 1$ и $x_2 = 0$ или по графикам, выражающим зависимость значений $(B_{12} - C_{12})$ и $(B_{12} + C_{12})$ от $1/T$.

Если экспериментальные данные недостаточны для того, чтобы получить зависимость $\lg\gamma$ от обратной величины температуры (для данного состава), то для вычисления γ_i^∞ при трех температурах можно воспользоваться корреляционным уравнением Пьетротти (см. выше). Затем графическим интегрированием находят величину L_i^∞ .

Уравнение (IX,18) применимо также для расчета энталпии многокомпонентных смесей. Из уравнений (IX,15)–(IX,17) следует, что константы для бинарной смеси $(i-j)$ связаны с парциальной мольной теплотой растворения при бесконечном разбавлении следующими соотношениями:

$$\left(\frac{\partial B_{ij}}{\partial (1/T)} \right)_x = \frac{1}{2,3R} \cdot \frac{L_{ji}^\infty + L_{ij}^\infty}{2} \quad (\text{IX,19})$$

$$\left(\frac{\partial C_{ij}}{\partial (1/T)} \right)_x = \frac{1}{2,3R} \cdot \frac{L_{ji}^\infty - L_{ij}^\infty}{2} \quad (\text{IX,20})$$

Дифференцируя уравнение Редлиха — Кистера с двумя константами по $1/T$, подставляя $\frac{\lg \gamma_r}{\partial (1/T)}$ из уравнения для величин парциальной мольной теплоты растворения (IX,10) и исключая бинарные константы при помощи уравнений (IX,20) и (IX,21), получаем следующее выражение для L_r в зависимости от состава жидкой фазы и теплоты растворения бинарной смеси при бесконечном разбавлении:

$$\begin{aligned} L_r = & \frac{1}{2} (1 - x_r) \sum_i x_i (L_{ir}^\infty + L_{ri}^\infty) - \frac{1}{2} \sum_{\substack{i=j \\ i \neq r}} (L_{ji}^\infty + L_{ij}^\infty) x_i x_j + \\ & + \frac{1}{2} \sum_i (L_{ir}^\infty - L_{ri}^\infty) x_i [2x_r (1 - x_r + x_i) - x_i] - \\ & - \sum_{\substack{i \neq j \\ i \neq r}} (L_{ji}^\infty - L_{ij}^\infty) x_i x_j (x_i - x_j) \end{aligned} \quad (\text{IX,21})$$

По уравнению (IX,22) можно вычислить парциальную мольную теплоту растворения аналогично тому, как по уравнению с двумя константами получают данные о коэффициентах активности. Если известны значения L_i , можно определить общую энталпию фаз по уравнениям (IX, 8) и (IX, 9).

На рис. IX-4 показана зависимость энталпии жидкости и теплоты растворения от состава, которая типична для систем, дающих положительные отклонения от закона Рауля. Общая энталпия такой смеси h больше, чем энталпия идеального раствора h^* , причем

$$h^* = x_1 h_1 + x_2 h_2$$

$$h = x_1 \bar{h}_1 + x_2 \bar{h}_2$$

Из общих термодинамических уравнений для любого экстенсивного свойства следует, что

$$\bar{h}_1 = h + (1 - x_1) \left(\frac{\partial h}{\partial x_1} \right)_T \quad (\text{IX,22})$$

$$\bar{h}_2 = h - x_1 \left(\frac{\partial h}{\partial x_1} \right)_T \quad (\text{IX,23})$$

Поэтому тангенс угла наклона кривой энталпии смеси при $x = x_1$ даст при пересечении с $x_1 = 0$ и $x_1 = 1,0$ соответственно величины h_2 и \bar{h}_1 . Значение парциальной мольной теплоты растворения L_1 и L_2 можно получить из этих данных как разность $\bar{h}_1 - h_1$ и $\bar{h}_2 - h_2$.

Разность $h - h^*$ определяется как интегральная мольная теплота растворения q смеси состава x_1 . Это количество теплоты, которое следует подвести к смеси для поддержания изотермических условий; оно связано с величинами парциальной мольной теплоты растворения соотношением

$$q = h - h^* = x_1 L_1 + x_2 L_2 \quad (\text{IX,24})$$

Для многокомпонентной смеси на n -ной тарелке

$$q = h_n - h_n^* = \sum_{i=1}^c x_{i,n} L_{i,n} \quad (\text{IX,25})$$

поскольку

$$h_n^* = \sum_{i=1}^c x_{i,n} h_{i,n}$$

и

$$\bar{h}_{i,n} = L_{i,n} + h_{i,n}$$

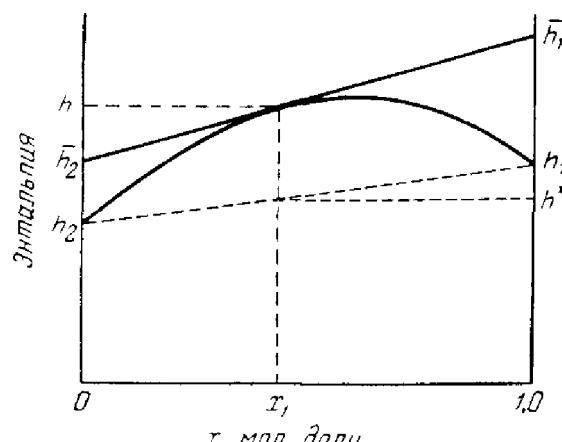


Рис. IX-4. Энталпия жидкости и теплота растворения для бинарной системы.

Очевидно, что уравнения (IX,25) и (IX,8) идентичны. Выбор одного из них зависит от того, какие величины известны.

Интегральную теплоту растворения можно отнести на 1 моль раствора, как это сделано в уравнении (IX,24), или на 1 моль любого компонента. Тогда выражение (IX,24) примет следующий вид:

$$q = x_1 q_1 + x_2 q_2 = h - h^* = x_1 L_1 + x_2 L_2 \quad (\text{IX.26})$$

Для разбавленных смесей компонентов 1 и 2 зависимость между h и x_1 приближается к прямой линии. Предположим, что эта зависимость является линейной, в этом случае $L_2 = 0$, а уравнение (IX,26) запишем как

$$x_1 q_1 = h - h^* \approx x_1 L_1$$

и

$$q_1 \approx L_1 \quad (\text{IX.27})$$

Такое допущение⁷ иногда оказывается полезным при расчете прироста температуры жидкой фазы между местом подачи растворителя и какой-либо нижележащей точки по высоте колонны экстрактивной дистилляции.

Методом графического интегрирования парциальных мольных теплот растворения⁶ рассчитана интегральная теплота растворения бутана, изобутана и 1-бутена в фурфуроле для бинарных систем от $x_1 = 0$ до $x_1 = x_1$. Приведенные величины не являются интегральной теплотой растворения в том виде, как она определяется уравнением (IX,26), но скорее представляет собой среднюю парциальную мольную теплоту растворения одного компонента в интервале x_1 от 0 до x_1 , т. е.

$$x_1 (L_{1, \text{ср.}}) = \int_0^{x_1} L_1 dx_1 \quad (\text{IX.28})$$

При применении уравнения (IX,28) не учитывается влияние компонента 2 на парциальную мольную энталпию смеси.

Величина указанной ошибки для системы *n*-бутан — фурфурол иллюстрируется примером. По уравнению (IX,18) определено, что парциальная мольная теплота растворения *n*-бутана в смеси, состоящей из 20% бутана и 80% фурфурола, при 65,5° С составляла 5620,0 кдж/(кг · моль) бутана. Мольная теплота испарения чистого *n*-бутана при температуре 65,5° С составляет 18250,0. Следовательно, тепло, требующееся для испарения 1 моль *n*-бутана из смеси, составляет: 18 250 — 5620 = 12 630 кдж/(кг · моль). Неучет теплоты растворения второго компонента приводит к 45%-ной ошибке в определении фактического тепла, требующегося для испарения компонента из смеси.

Азеотропная ректификация

Азеотроп представляет собой смесь жидкостей с максимальной или минимальной температурой кипения. Появление максимума или минимума на кривой зависимости температуры от состава вызывается положительным или отрицательным отклонением от закона Рауля.

Близкокипящие соединения с небольшими отклонениями могут образовать азеотроп, в то время как другие соединения, являющиеся более неидеальными смесями, не могут давать азеотроп вследствие большого различия в температурах кипения чистых компонентов. Поэтому азеотропы не часто встречаются среди соединений, у которых температуры кипения отличаются более чем на 20—30° С.

Бинарные азеотропы. Диаграммы типичных гомогенных бинарных азеотропов показаны на рис. IX-5 и IX-6. Азеотроп называется гомогенным, если присутствует только одна жидкая фаза. При двух жидких фазах азеотроп является гетерогенным (рис. IX-7).

Максимум или минимум на кривых общего давления соответствует в диаграмме $y-x$ точке инверсии относительных летучестей этих двух компонентов. Из рис. IX-5в видно, что хлороформ является более летучим ($y_1 > x_1$) при низких значениях x_1 ; в случае азеотропа $y_1 = x_1$, а при концентрациях, лежащих вправо от азеотропа, $y_1 < x_1$. Очевидно, что азеотроп ограничивает разделение (обогащение), которое можно достигнуть в обычных ректификационных колоннах. Максимум концентрации x_D будет приходиться на азеотроп, так как в этой точке рабочая линия и кривая равновесия пересекаются, а все потоки, входящие на последующие тарелки или покидающие их, идентичны по составу.

Положительные отклонения от закона Рауля для некоторых систем настолько велики, что это приводит к взаимной нерастворимости⁷, которая сохраняется до температуры кипения (см. рис. IX-7). Большинство бинарных систем с областями взаимной нерастворимости при температуре кипения образуют *гетероазеотропы*, т. е. постоянно кипящие смеси, содержащие две жидкие фазы. Полное разделение этих смесей обычной ректификацией невозможно, как и в случае гомогенного азеотропа. Однако взаимную нерастворимость компонентов можно использовать для расслоения питания на два потока, подаваемые затем в две простые ректификационные колонны, в каждой из которых отгоняется азеотроп с минимумом температуры кипения в качестве верхнего продукта и один из чистых компонентов в качестве кубового продукта (остатка)⁸.

Тройные азеотропы. Поверхность общего давления и поверхность температур насыщения для жидкой и паровой фаз

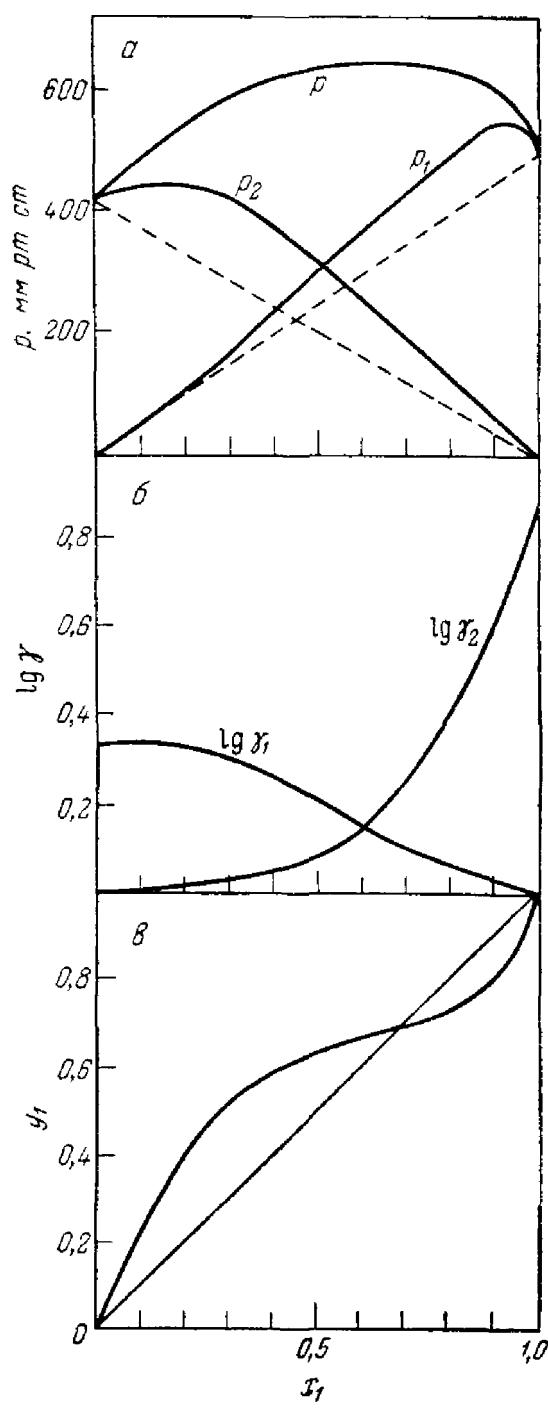


Рис. IX-5. Система, образующая азеотроп при положительном отклонении от закона Рауля.

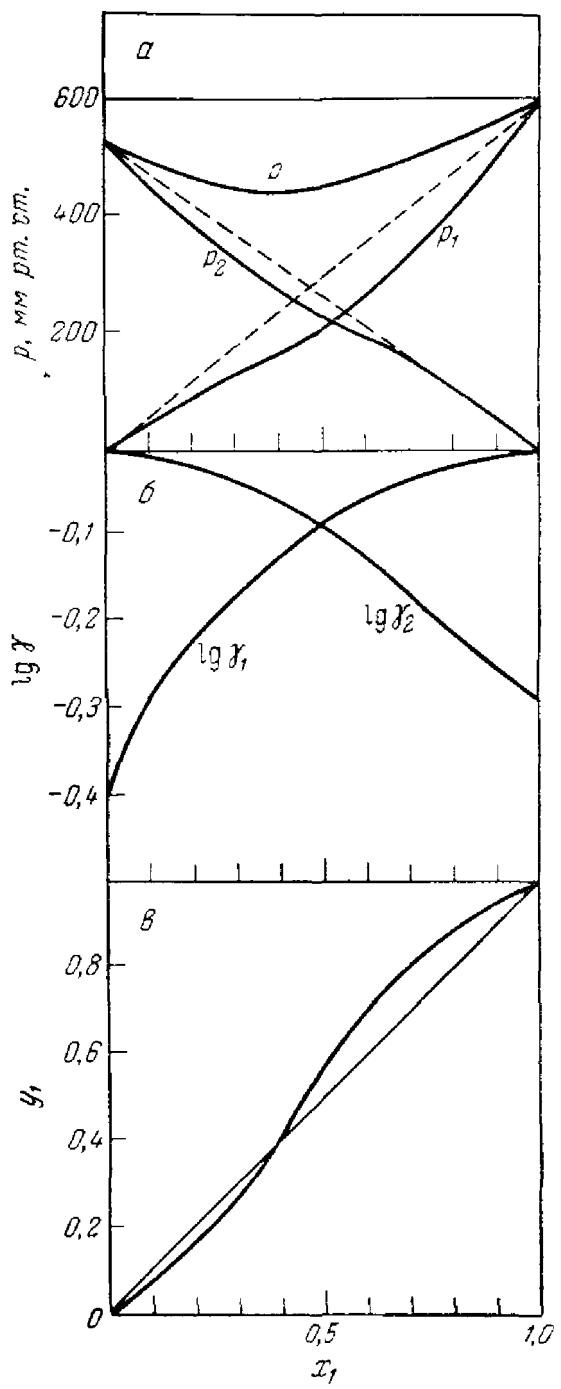


Рис. IX-6. Система, образующая азеотроп при отрицательном отклонении от закона Рауля.

в трехкомпонентных системах часто имеют максимумы и минимумы, аналогичные экстремальным значениям этих величин для бинарных систем. Если плоскость, параллельная плоскости концентрационного треугольника, является касательной к верхней или нижней точке поверхности давления (температуры), то в точке касания паровая и жидккая фазы, находящиеся в равновесии, идентичны по составу. Тройные азеотропы, так же как и азеотропы бинарных систем, с трудом поддаются полному разделению.

На конфигурацию поверхностей давления во всем диапазоне трехкомпонентных составов сильно влияют (но не являются полностью определяющими) особенности трех ограничивающих бинарных систем. Другими словами, поверхности, соединяющие три бинарные системы, могут иметь впадины и хребты, которые расположены в соответствии с точками максимума и минимума, имеющимися на периметре концентрационного треугольника (или диаграмме составов). Часто трехкомпонентная система, содержащая два и более азеотропа с минимумом температуры кипения, характеризуется наличием впадины на поверхности температуры, которая обусловливается существованием бинарных азеотропов с минимумом температуры кипения, однако наличие бинарных азеотропов не гарантирует существование тройного азеотропа. Для точного определения конфигурации этих поверхностей необходимы обширные экспериментальные данные по всей площади концентрационного треугольника. Однако, как только станут известны эти поверхности, становится очевидным общее направление протекания процесса ректификации.

На рис. IX-8 показана поверхность температуры насыщенной жидкости для системы метилэтилкетон — *н*-гептан — толуол, которая разделена линиями постоянной температуры изотермами (сплошные линии). Линии, принадлежащие поверхности температуры жидкости при температурах 88 и 104° С, соединяются стрелками (соединительные линии или конподы) с изотермами соответствующих поверхностей температуры пара. Стрелками соединены точки, выражющие состав жидкости и пара, находящихся в равновесии, и поэтому характеризующие разделение (обогащение), достигаемое на ступени равновесия. Изотермы показывают, что высшая точка поверхности соответствует чистому толуолу, низшая точка — бинарному азеотропу МЭК — гептан. Все остальные точки диаграммы занимают промежуточное положение, поэтому среди них не существует тройного азеотропа.

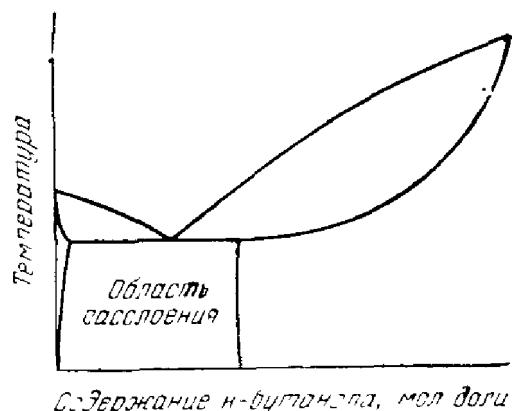


Рис. IX-7. Гетероazeотрон.

На концентрационном треугольнике можно показать линии ректификации, которые характеризуют изменение состава жидкости при ее движении вниз по колонне; эти линии имеют тенденцию перемещаться вверх по поверхности температуры. Соединительные линии на рис. IX-8 иллюстрируют эти направления. Действительные линии ректификации имеют ограничения, налагаемые условиями материального баланса.

Трехкомпонентная система может иметь любую комбинацию бинарных азеотропов с минимумом и максимумом температур кипения, а также тройной азеотроп. В литературе⁹ описано несколько возможных комбинаций и показано, каким образом можно изучить особенности трехкомпонентной системы периодической ректификацией. При периодической ректификации состав кубового продукта (остатка) должен изменяться, двигаясь на концентрационном треугольнике по прямой линии от состава верхнего продукта (это утверждение верно, если в колонне удерживается незначительное количество жидкости). Верхнему продукту обычно соответствует некоторая низкая точка на поверхности температуры, которая может быть достигнута при движении от состава куба (загрузки) без прохождения через хребты, иными словами, температурный профиль колонны не может иметь никаких максимумов или минимумов (предполагается, что ректификационный аппарат имеет достаточное число тарелок разделения).

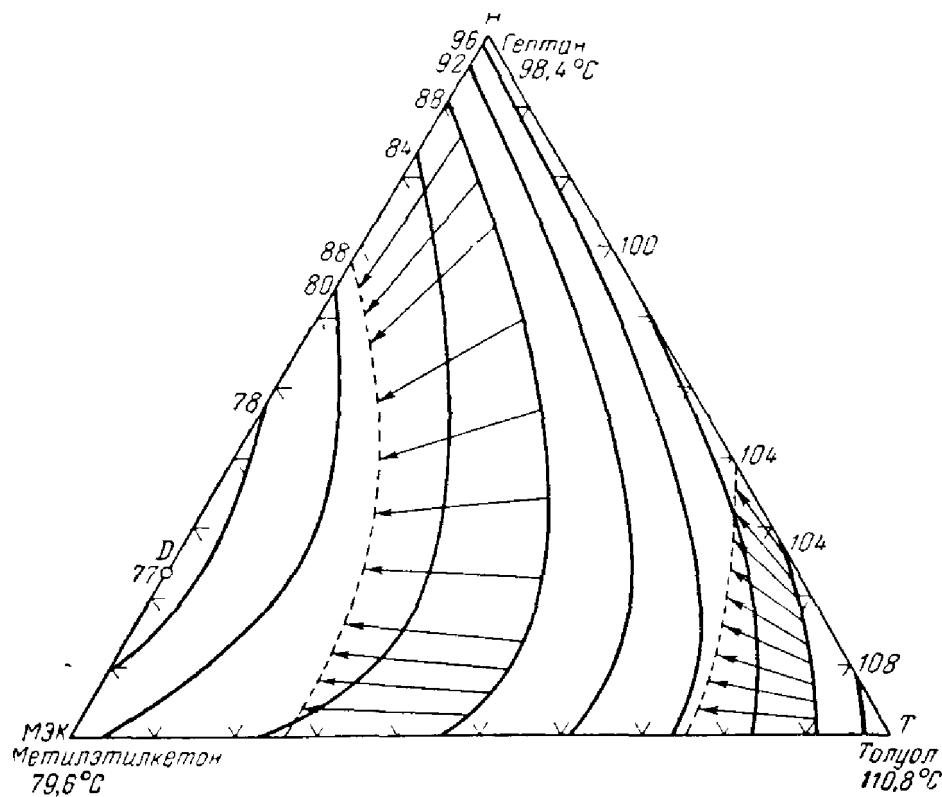


Рис. IX-8. Кривые температуры жидкости для системы метилэтилкетон — *n*-гептан — толуол (сплошные линии) и температуры пара (пунктирные).

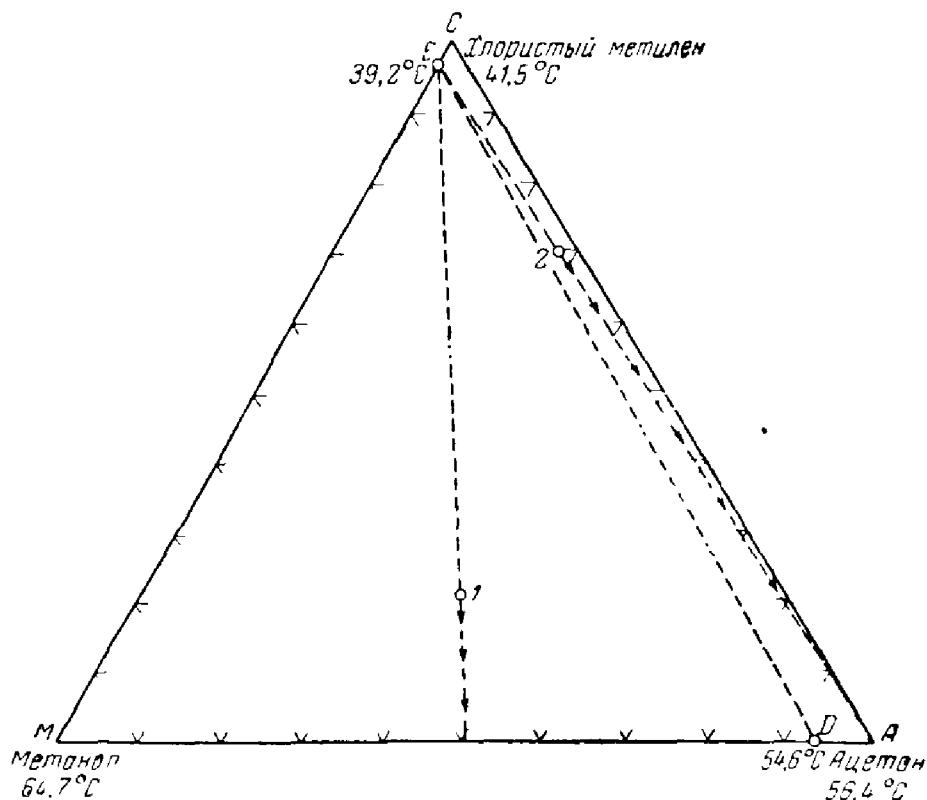


Рис. IX-9. Бинарные азеотропы и линии периодической ректификации для системы метанол — хлористый метилен — ацетон.

Из изложенного выше следует, что диаграмму составов трехкомпонентной смеси можно разбить на треугольные участки, причем границы каждого участка представляют составы верхних продуктов, которые последовательно можно получить при периодической ректификации сырья, лежащего в пределах этого участка.

Система метанол — хлористый метилен — ацетон, показанная на рис. IX-9, имеет три таких участка MDE , DEA и EAC . Точка 1 на участке MDE отвечает составу исходной смеси. Самая нижняя точка на поверхности температуры для такой трехкомпонентной системы находится на бинарный азеотроп метанол — хлористый метилен (точка E). К этой точке можно подойти из точки 1 (если, вообще, практически можно ее достигнуть). В данном случае первым верхним продуктом будет азеотроп метанол — хлористый метилен, как это видно из кривой периодической разгонки для точки 1 на рис. IX-10. Состав кубового продукта (остатка) будет «отходить» от состава верхнего продукта, как показывают стрелки (см. рис. IX-9) до тех пор, пока не исчерпается хлористый метилен и останется только бинарная система метанол — ацетон. Когда состав кубового продукта достигает основания концентрационного треугольника, минимальная температура кипения смеси соответствует бинарному азеотропу метанол — ацетон, который и будет вторым верхним продуктом. Состав кубового продукта

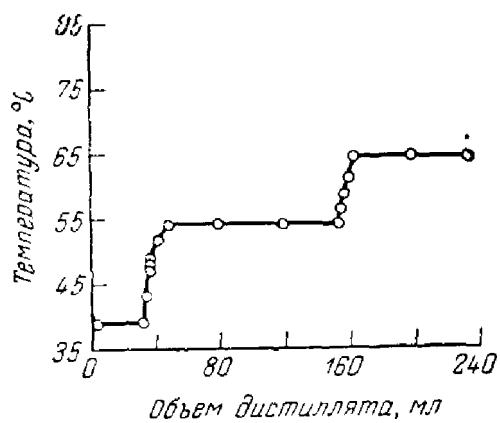


Рис. IX-10. Кривая разгонки смеси (состав которой изображен точкой 1 на рис. IX-9).

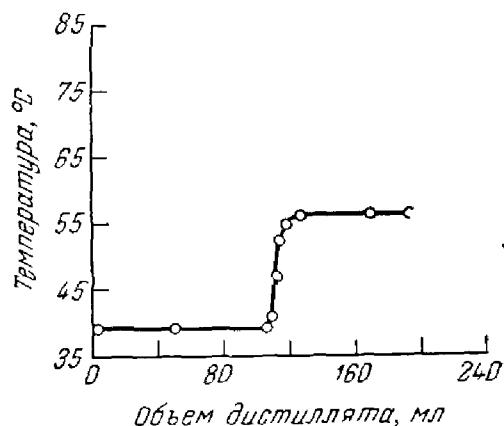


Рис. IX-11. Кривая разгонки смеси (состав которой изображен точкой 2 на рис. IX-9).

(остатка) при этом перемещается к вершине M , и после исчерпывания ацетона будет получаться чистый метанол. Аналогично питание (загрузка), имеющее состав внутри участка DEA , будет давать состав верхнего продукта в следующей последовательности: бинарный азеотроп метанол — хлористый метилен, бинарный азеотроп метанол — ацетон и чистый ацетон. Подача питания внутри участка EAC будет давать азеотроп метанол — хлористый метилен до полной отгонки метанола, после чего последует отгонка чистого хлористого метиlena и чистого ацетона. Если питание поступает на границе между двумя участками (точка 2), то будут получаться только два продукта, поскольку два компонента (азеотроп рассматривается как компонент) исчерпываются одновременно. Кривая разгонки для точки 2 (рис. IX-11) показывает, что вслед за азеотропом метанол — хлористый метилен следует только чистый ацетон.

Непрерывная ректификация менее гибка, чем периодическая, в отношении числа чистых продуктов, которые можно получить на одной колонне. При непрерывной ректификации на одной колонне можно получить только два чистых продукта, причем составы их должны лежать на концах прямой материального баланса, проходящей через точку состава питания на концентрационном треугольнике. Например, при достаточной разделительной мощности колонны питание (см. рис. IX-10) удается разделить на верхний продукт (азеотроп метанол — хлористый метилен) и на кубовый продукт, тождественный составу в кубе колонны периодической ректификации, оставшемуся после полной отгонки хлористого метиlena.

Отметим, что изменение составов пара и жидкости на тарелках разделения в колонне как при непрерывной, так и при периодической ректификации не совпадает с прямыми материального баланса (см. рис. IX-10). Разделение, достигаемое на каждой

тарелке, зависит от соединительных линий, а направление последних — от конфигурации поверхностей температур пара и жидкости в каждой точке.

Рис. IX-12 иллюстрирует две из бесконечного числа линий ректификации, по которым может пойти периодический процесс для смеси МЭК — *н*-гептан — толуол в условиях полного возврата флегмы и при незначительной величине удерживаемой в колонне жидкости. Точка 3 соответствует начальному составу в кубе (загрузке), а линия 1 — составам на ступенях равновесия при наличии полного возврата флегмы по всей колонне. Каждая стрелка соответствует ступени разделения, так как соединяет точку для жидкости с точкой ее равновесия с паром¹⁰. Поскольку колонна работает при полном возврате флегмы, потоки пара и жидкости в сечении между ступенями (тарелками) будут идентичными по составу, и поэтому соединительные линии, дающие ломаную 1 (или 2), отвечают одновременно изменению составов и жидкости и пара.

Точка 4 соответствует составу кубового продукта (остатка) в момент, когда МЭК почти полностью отогнан, а ломаная линия 2 представляет составы на тарелках, отвечающие этому составу кубового продукта (остатка). На протяжении всего периода наличия МЭК в кипятильнике линии ректификации будут заканчиваться в точке бинарного азеотропа. После исчезновения последних следов МЭК из куба колонны линия ректификации будет

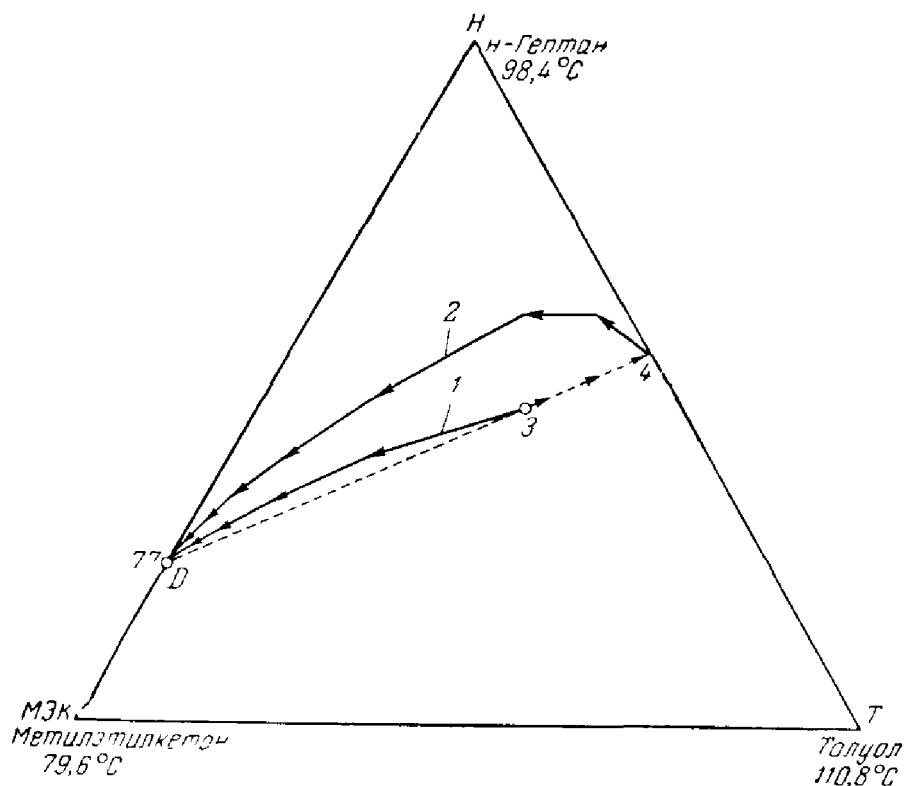


Рис. IX-12. Линии ректификации при полном возврате флегмы для смеси МЭК — *н*-гептан — толуол.

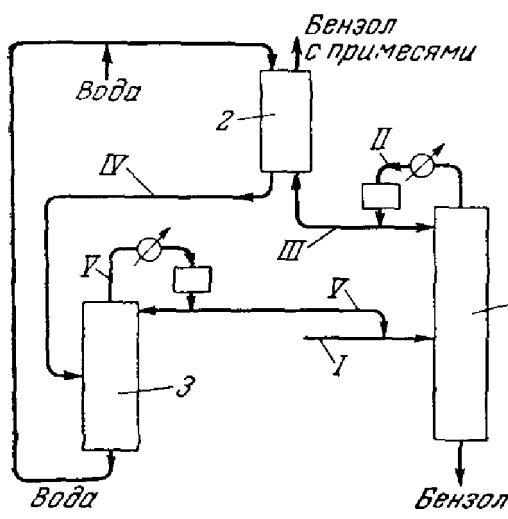


Рис. IX-13. Схема разделения смеси при помощи растворителя образующего минимальный азеотроп:

1 — колонна азеотропной ректификации; 2 — промывная колонна; 3 — колонна простой ректификации; I — исходное питание; II — метанол, бензол и примеси; III — азеотроп; IV — вода и метанол; V — метанол.

совпадать со стороной концентрационной диаграммы и заканчиваться в вершине H . Линии ректификации при полном возврате флегмы в случае непрерывного ведения процесса будут такими же, как и при периодическом процессе (при полном возврате флегмы), если конечные составы (продуктов) одинаковы. Отметим, что концы стрелок (коннодов) совпадают только при полном возврате флегмы и расходятся при любом другом ее количестве. Ниже показано, что линии непрерывной ректификации на треугольной диаграмме можно изменять путем выбора флегмового числа и точек подачи питания.

Схема разделения азеотропных смесей. Разделение смеси с одним бинарным азеотропом можно показать на примере системы ацетон — циклогексан — бензол, рассмотренной в предыдущем разделе. Бинарный азеотроп ацетон — циклогексан отбирается в качестве дистиллята колонны азеотропной ректификации (ацетон из смеси с циклогексаном можно извлекать путем промывки водой с последующим разделением водного раствора ацетона обычной ректификацией). Принципиальная технологическая схема данного процесса показана на рис. IX-13. Процесс очистки бензола метанолом близок к этой схеме¹¹.

Технологическая схема усложняется, если система содержит два бинарных азеотропа. В литературе¹² описаны две такие схемы: одна с растворителем, смешивающимся с верхним продуктом

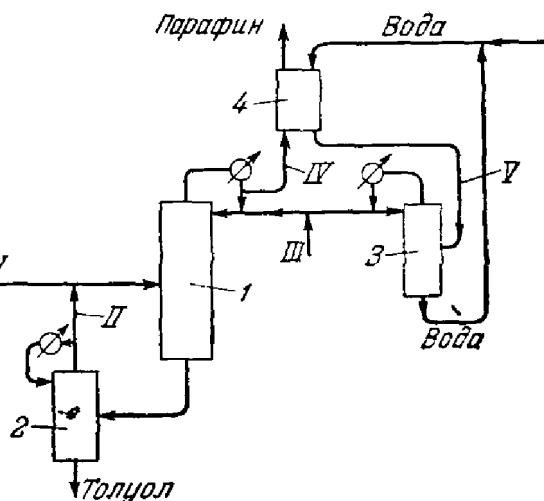


Рис. IX-14. Схема разделения смеси толуола и парафинового углеводорода при помощи метанола (метанол образует гомогенные азеотропы с обоими компонентами):

1 — колонна азеотропной ректификации; 2 — колонна накопления кубового растворителя; 3 — ректификационная колонна; 4 — промывная колонна; I — исходное питание; II — азеотроп толуол — метанол; III — метанол; IV — азеотроп парaffиновый углеводород — метанол, V — водно-спиртовой раствор.

при всех температурах, и другая — с растворителем, смешивающимся с ним частично. На рис. IX-14 показана схема выделения толуола из смеси с близкокипящим парафиновым углеводородом, когда в качестве растворителя применен метанол. После конденсации дистиллята (azeotrop метанол — парафиновый углеводород) метанол все еще остается в смеси с парафиновым углеводородом и может быть выделен экстракцией водой с последующей ректификацией смеси воды и метанола.

Извлеченный растворитель возвращается в колонну азеотропной ректификации в качестве флегмы. Для получения очень низких концентраций парафинового углеводорода в кубовом продукте (остатке) растворитель подается с некоторым избытком, что обеспечивает движение линии ректификации в сторону растворителя (к вершине T на треугольной диаграмме). Метанол затем отделяется от толуола в колонне бинарной ректификации, дистиллятом которой является азеотроп метанол — толуол. Небольшое количество этого дистиллята добавляется в питание до его подачи в основную азеотропную колонну.

На рис. IX-15 показана технологическая схема, когда растворитель смешивается частично с парафиновым углеводородом после конденсации дистиллята основной колонны азеотропной ректификации, например при применении нитрометана в качестве растворителя для системы толуол — парафиновый

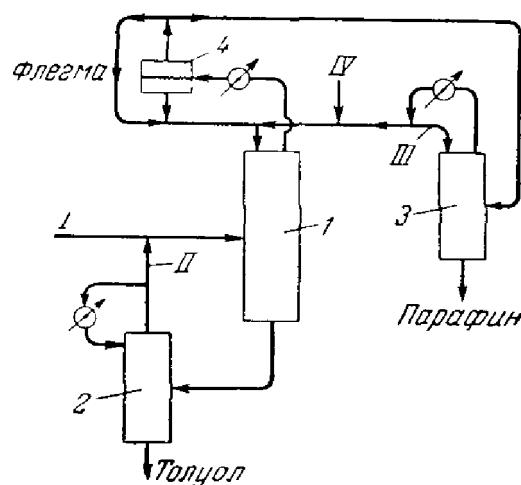


Рис. IX-15. Схема разделения смеси толуола и парафинового углеводорода при помощи нитрометана (азеотроп нитрометана и парафинового углеводорода расслаивается после конденсации):

1 — колонна азеотропной ректификации; 2 — колонна накопления кубового растворителя; 3 — ректификационная колонна; 4 — отстойник; I — исходное питание; II — азеотроп нитрометан — толуол; III — азеотроп нитрометан — парафиновый углеводород; IV — нитрометан.

15*

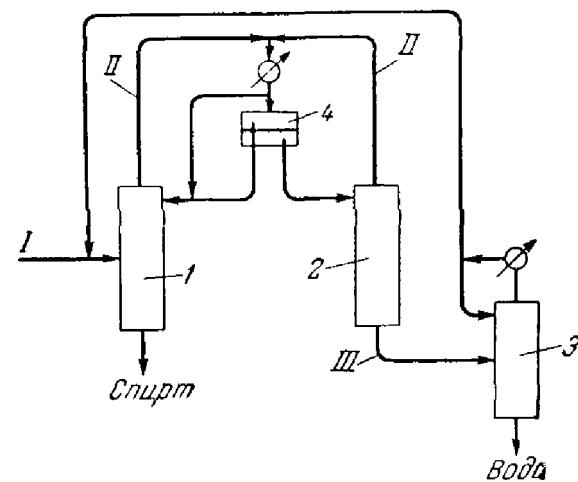


Рис. IX-16. Технологическая схема разделения азеотропа спирт — вода при помощи бензола (бензол образует тройной азеотроп, который кипит при более низких температурах, чем бинарный азеотроп):

1 — первая колонна; 2 — вторая колонна; 3 — третья колонна; 4 — отстойник; I — исходное питание (азеотроп спирт — вода); II — тройной азеотроп; III — раствор спирта и воды.

227

углеводород. Дистиллят после конденсации расслаивается на две жидкые фазы. Часть верхнего слоя богатого парафиновым углеводородом возвращается в виде флегмы в азеотропную колонну, а остаток отделяется от растворителя обычной ректификацией, с верху колонны получается достаточно чистый парафиновый углеводород. Слой, богатый растворителем из отстойника, и растворитель из колонны выделения парафинового углеводорода возвращаются в азеотропную колонну в виде флегмы. Отделение толуола проводится аналогично тому, как это описано выше.

Добавление растворителя к близкокипящей смеси может вызвать образование тройного азеотропа, который и составит одну из продуктовых фракций колонны азеотропной ректификации. Примером может служить процесс обезвоживания смеси этанол — вода бензолом⁷. Бензол образует тройной азеотроп с минимумом температуры кипения бензол — этанол — вода, который кипит при более низкой температуре, чем бинарный азеотроп этанол — вода, и, кроме того, характеризуется большим отношением вода : этанол.

На рис. IX-16 показана (не полностью) технологическая схема получения абсолютного спирта путем азеотропной ректификации смеси этанол — вода. Бензол, который циркулирует в системе, поступает в первую колонну в качестве флегмы (см. рис. IX-16). Тройной азеотроп отбирается с верха, чистый спирт — с низа колонны. Дистиллят после конденсации расслаивается. Верхний слой, обогащенный бензолом, возвращается в колонну в виде флегмы. Нижний слой, обогащенный водой, подается во вторую колонну, которая также дает тройной азеотроп в качестве верхнего продукта.

Кубовый продукт (остаток) второй колонны представляет собой смесь спирта и воды, которая разделяется в третьей колонне на чистую воду (кубовый продукт) и верхний продукт, являющийся бинарным азеотропом этанол — вода. Этот азеотроп возвращается в питание, подаваемое в первую колонну. Другим возможным растворителем является трихлорэтилен, который может разделить этанол и воду в основном аналогично процессу, показанному на рис. IX-16. В литературе¹³ описаны эти процессы и приведен цифровой пример расчета числа тарелок, которые необходимо иметь в первой колонне при использовании трихлорэтилена в качестве растворителя.

В отношении места ввода растворителя в азеотропную колонну можно утверждать, что растворитель, дающий азеотроп только с одним верхним ключевым компонентом и имеющий значительно более низкую температуру кипения, чем другой ключевой компонент, очевидно, следует вводить (по крайней мере, частично) ниже места ввода сырья, чтобы поддерживать повышенную концентрацию растворителя ниже тарелки питания. Следует предусмотреть достаточное число тарелок в исчерпывающей секции колонны

для того, чтобы отгонять растворитель из кубового продукта (остатка). Если растворитель сравнительно нелетуч по отношению к ключевым компонентам, то его можно вводить сверху и он будет присутствовать в достаточных концентрациях на тарелке питания и ниже.

Экстрактивная ректификация

Экстрактивная ректификация является более простым процессом, чем азеотропная. Растворитель обычно кипит при значительно более высокой температуре, чем компоненты исходной смеси, что делает невозможным образование нового азеотропа. Растворитель вследствие своей относительной нелетучести обычно выводится из колонны снизу, и для поддержания высокой концентрации на большей части колонны он должен подаваться в область, находящуюся выше места подачи питания. Его нельзя вводить на верхнюю тарелку, так как выше точки его ввода необходимо иметь несколько ступеней, обеспечивающих понижение концентрации растворителя до незначительной величины. Растворитель (аналогично тяжелому абсорбенту в абсорбционной колонне) нагревается вследствие конденсации (абсорбции) других компонентов по мере прохождения его через колонну, но, поскольку жидкость на каждой тарелке находится в насыщенном состоянии, температура рассчитывается по ее составу.

Необходимо иметь высокие концентрации растворителя, чтобы достигнуть максимального значения относительной летучести ключевых компонентов. При повышенных концентрациях растворителя можно снизить требующееся число тарелок вследствие увеличения разницы летучестей между ключевыми компонентами, однако потоки жидкости увеличиваются, и поэтому требуется большие тепловые нагрузки и диаметры колонн. Подача питания в виде пара может оказаться более желательной, так как поступление его в виде жидкости понижает концентрацию растворителя в нижней секции колонны. При флегмировании в верхней части колонны также разбавляется растворитель, поэтому увеличение флегмы не всегда улучшает процесс разделения. Для заданного соотношения растворителя и исходного питания существует оптимальная величина флегмы.

Регенерация растворителя при экстрактивной ректификации — более простой процесс, чем при азеотропной. Растворитель не образует азеотропа с извлеченным компонентом, поэтому его можно выделить простой ректификацией. Приближенный расчет колонны для ректификации растворителя возможен даже при помощи бинарной диаграммы. Режимы работы и конструкция колонн экстрактивной дистилляции, а также опыт эксплуатации этих установок описаны в литературе*.

* См. ссылки 7, 8, 12—23.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

$a_i = \gamma_i x_i$ — активность i -того компонента.

$A_{1,2} A_{2,1}$ — коэффициенты в уравнении Маргулеса третьей степени и в уравнении Ван-Лаара.

$A_{1,2}, B_2, C_1, D, F_2, K_1$ — коэффициенты в уравнениях (IX,2) и (IX,3).

B — количество кубового продукта (остатка), моль.

B_i — второй вириальный коэффициент i -того компонента [уравнение (IX,4)].

B_{ij}, C_{ij}, D_i — константы в уравнении Редлиха — Кистера.

D — количество дистиллята, моль.

f_i — летучесть i -того компонента в растворе.

f_i^0 — летучесть i -того компонента в стандартном состоянии.

F — количество питания, моль.

F_1 — нижнее питание; F_2 — верхнее питание для случая с двумя вводами питания в колонну.

\bar{F}_i — парциальная мольная свободная энергия i -того компонента в растворе.

$F_i^E = \bar{F}_{i, \text{нейд.}} - \bar{F}_{i, \text{ид.}}$ — избыточная мольная свободная энергия.

h — мольная энталпия реальной жидкой смеси.

h^* — мольная энталпия жидкой смеси, рассматриваемой как идеальный раствор.

h_i — мольная энталпия чистого i -того компонента.

\bar{h}_i — парциальная мольная энталпия i -того компонента в жидким растворе.

H — мольная энталпия реальной паровой смеси.

H^* — мольная энталпия паровой смеси, рассматриваемой как идеальная.

H_i — мольная энталпия чистого i -того компонента.

\bar{H}_i — парциальная мольная энталпия i -того компонента в паровой смеси.

$K_i = y_i/x_i$ — константа фазового равновесия (коэффициент распределения) i -того компонента.

L — поток жидкости, моль.

$L_1 = \bar{h}_i - h_i$ — парциальная теплота растворения i -того компонента, моль.

L_{ir}^∞ — парциальная мольная теплота растворения i -того компонента при бесконечном разбавлении в r , моль.

n_1, n_2, n_p — число атомов углерода [уравнения (IX,2) и (IX,3)].

p — общее давление; p_i — парциальное давление компонента i ; p_i^* — давление паров i -того компонента.

q — интегральная теплота растворения на 1 моль раствора.

q_i — интегральная теплота растворения 1 моль i -того компонента.

T — абсолютная температура.

V — количество парового потока, моль.

V_i^L — мольный объем i -того компонента в жидким состоянии [уравнение (IX,4)].

x — мольная доля в жидкости.

y — мольная доля в паре.

α_{i-r}^∞ — относительная летучесть при бесконечном разбавлении.

γ_i — a_i/x_i — коэффициент активности i -того компонента.

γ_{ir}^∞ — коэффициент активности i -того компонента при бесконечном разбавлении в r .

ЛИТЕРАТУРА

1. Pierotti G. J., Deal C. H., Derr E. L., Ind. Eng. Chem., **51**, 55 (1959).
2. Ewell R. H., Harrison J. M., Berd L., Ind. Eng. Chem., **36**, 871 (1944).
3. Lyster W. N., Sullivan S. L., jr., Billingsley D. S., Holland C. D., Petrol. Ref., **38**, № 6, 221 (1959); **38**, № 7, 151 (1959); **38**, № 10, 139 (1959).
4. Amundson N. R., Pontinen A. J., Ind. Eng. Chem., **50**, 730 (1958).
5. Amundson N. R., Pontinen A. J., Tierney J. W., Am. Ind. Chem. Eng. J., **5**, 295 (1959).
6. Mertes T. S., Colburn A. P., Ind. Eng. Chem., **39**, 787 (1947).
7. Perry J. H., Chemical Engineers Handbook, 3rd ed., New York, McGraw-Hill Book Company, Inc., 1950, p. 629.
8. Colburn A. P., Can. Chem. Proc. Ind., **34**, 286 (1950).
9. Ewell R. H., Welch L. M., Ind. Eng. Chem., **37**, 1224 (1945).
10. Steinhauer H. H., White R. R., Ind. Eng. Chem., **41**, 2912 (1949).
11. Ratliff R. A., Strobel W. B., Petrol. Ref., **33**, № 5, 151 (1954).
12. Benedict M., Rubin L. C., Trans. Am. Inst., Chem. Eng., **41**, 353 (1945).
13. Coates, J. Chem. Eng., **67**, № 10, 121 (1960).
14. Atkins G. T., Boyer C. M., Chem. Eng. Progr., **45**, 553 (1949).
15. Buell C. K., Boatwright R. G., Ind. Eng. Chem., **39**, 695 (1947).
16. Chambers J. M., Chem. Eng. Progr., **47**, 555 (1951).
17. Drickamer H. G., Hummel H. H., Trans. Am. Inst. Chem. Eng., **41**, 607 (1945).
18. Dunn C. L., Millar R. W., Pierotti G. J., Shiras R. H., Souders M., Trans. Am. Inst. Chem. Eng., **41**, 631 (1945).
19. Dunn C. L., Liedholm C. E., Petrol. Ref., **31**, 104 (1952).
20. Hachmuth K. H., Chem. Eng. Progr., **48**, 617 (1952).
21. Happel J., Cornell P. W., Eastman DuB., Fowle J., Porter C. A., Schutte A. H., Trans. Am. Inst. Chem. Eng., **42**, 189 (1946).
22. Smith R. B., Dresser T., Chem. Eng. Progr., **44**, 789 (1948).
23. Colburn A. P., Shoenborn E. M., Trans. Am. Ind. Chem. Enst., **41**, 421 (1945).

ПРОСТЫЕ И СЛОЖНЫЕ КОЛОННЫ С ПОЛНЫМ ВОЗВРАТОМ ФЛЕГМЫ

$$\frac{X_{ji}}{X_{0i}}$$

В данной главе описано применение θ -метода сходимости для расчета простых колонн, работающих при полном возврате флегмы в укрепляющей и в исчерпывающей секциях. Рассмотрение предельных режимов и режимов с конечной флегмой является средством изучения работы колонны в широком диапазоне условий. На численных примерах показано¹, что только при одном режиме работы колонны с определенным числом тарелок и заданным потоком флегмы можно получить максимальную концентрацию данного компонента в дистилляте (или кубовом остатке). Методики расчета и методы сходимости, приведенные в данной главе, описаны в литературе².

Простые колонны

Ниже рассмотрены три случая: с полным возвратом флегмы в укрепляющей секции, с полным возвратом флегмы в исчерпывающей секции, а также с полной рециркуляцией (т. е. работа без отбора дистиллята и кубового остатка). Используется сочетание методики расчета Тиле и Геддеса и θ -метода сходимости. Полученные уравнения применимы только для расчета смесей, не содержащих однофазные компоненты.

Полный возврат флегмы в укрепляющей секции. Если $D = 0$, а L_0 — конечное число, возникают условия, определяемые как полный возврат флегмы в укрепляющей секции. В этом случае $B = F$, $V_j = L_{j-1}$ ($1 \leq j \leq f - 1$) и $\bar{V}_f = L_{f-1}$. Из материального баланса следует, что $y_{ji} = x_{j-1i}$ ($1 \leq j \leq f - 1$). При сочетании этого соотношения с уравнением равновесия $y = Kx$ получают следующие уравнения для укрепляющей секции:

$$\begin{aligned} \frac{y_{1i}}{x_{0i}} &= 1 & \frac{x_{1i}}{x_{0i}} &= \frac{1}{K_{1i}} & \frac{x_{2i}}{x_{0i}} &= \frac{1}{K_{2i}K_{1i}} \\ \frac{x_{ji}}{x_{0i}} &= \frac{1}{K_{j_i}K_{j-1,i} \dots K_{2i}K_{1i}} & j &\leq f-1 \end{aligned} \quad (\text{X.1a})$$

Поскольку $\bar{y}_{fi} = x_{f-1, i}$, то

$$\frac{\bar{y}_{fi}}{x_{0i}} = \frac{1}{K_{f-1, i} K_{f-2, i} \dots K_{2i} K_{1i}} \quad (\text{X},16)$$

Условия соответствия для тарелки питания при полном возврате флегмы в укрепляющей секции выбирают следующим образом.

Величину v_{fi}/b_i вычисляют по обычным уравнениям для испаряющей секции (см. главу III). Умножая обе части уравнения (X, 16) на \bar{V}/L_0 , получаем \bar{v}_{fi}/l_{0i} . Так как $\bar{v} = v_{fi} + v_{Fi}$, то общее уравнение для любого агрегатного состояния питания будет иметь вид

$$\left(\frac{l_{0i}}{b_i} \right)_{ca} = \frac{(v_{fi}/b_i)_{ca} + (v_{Fi}/FX_i)}{(\bar{v}_{fi}/l_{0i})_{ca}} \quad (\text{X},2)$$

Корректированные величины b_i определяют по равенству

$$(b_i)_{co} = FX_i \quad (\text{X},3)$$

поскольку $D = 0$ и $B = F$.

Корректированные значения l_{0i} можно представить как

$$(l_{0i})_{co} = \theta_0 (l_{0i}/b_i)_{ca} (b_i)_{co} \quad (\text{X},4)$$

что получается непосредственно из уравнения (IV,12), если принять $\tau_0 = \theta_0$.

Найдя сумму количеств всех компонентов в обеих частях уравнения (X, 4), получаем выражение

$$L_0 = \sum_{i=1}^c \theta_0 (l_{0i}/b_i)_{ca} (b_i)_{co} \quad (\text{X},5)$$

которое применимо для определения θ_0 .

Однако, как видно из приведенных ниже уравнений, определять θ_0 нет необходимости. Корректированные составы, применяемые для расчета температур кипения, получают по следующим уравнениям:

$$x_{ji} = \frac{(l_{ji}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}}{\sum_{i=1}^c (l_{ji}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}} = \frac{(x_{ji}/x_{0i})_{ca} (x_{0i})_{co}}{\sum_{i=1}^c (x_{ji}/x_{0i})_{ca} (x_{0i})_{co}} \quad 1 \leq j \leq f-1 \quad (\text{X},6)$$

и

$$x_{jt} = \frac{(l_{jt}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}}{\sum_{i=1}^c (l_{jt}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}} \quad f \leq j \leq N+1 \quad (\text{X},7)$$

Уравнение (X.1) применяют к укрепляющей секции, а соответствующие уравнения из главы III — к исчерпывающей секции. Корректированные значения b_i определяют по уравнению (X.3).

Искомое выражение для расчета корректированных значений x_0 получают делением каждого члена уравнения (X.4) на соответствующий член выражения (X.5):

$$(x_{0i})_{ca} = \frac{(l_{0i}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}}{\sum_{i=1}^c (l_{0i}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}} \quad (X.8)$$

Если принять, что дефлегматоры парциальные, то состав дистиллята (пара) рассчитывают следующим образом.

Вычислив температуру T_0 на основании значений x_{0i} , искомый состав определяют из соотношения

$$X_{Di} = y_{0i} = K_{0i} (x_{0i})_{co}$$

Общие мольные потоки в исчерпывающей секции рассчитывают обычным путем на основании материальных и тепловых балансов (см. главы III и V). Нагрузку на дефлегматор определяют также по материальным и тепловым балансам, записанным для этого аппарата. Нагрузку на кипятильник находят по общим материальным и тепловым балансам.

Полный возврат флегмы в исчерпывающей секции (паровое число равно бесконечности). Если L_0 определяется каким-либо конечным значением, а D берется равным F , то реализуется условие полного возврата флегмы в исчерпывающей секции. Следующие ниже уравнения материального баланса для исчерпывающей секции получаются аналогично уравнениям для случая полного возврата флегмы в укрепляющей секции:

$$\begin{aligned} \frac{x_{Ni}}{y_{N+1, i}} &= 1 \\ \frac{x_{N-1, i}}{y_{N+1, i}} &= K_{Ni} \\ \frac{x_{N-2, i}}{y_{N+1, i}} &= K_{N-1, i} K_{Ni} \\ \frac{x_{ji}}{y_{N+1, i}} &= K_{j+1, i} K_{j+2, i} \dots K_{N-1, i} K_{Ni} \quad j > i \end{aligned} \quad (X.9a)$$

И

$$\frac{\bar{x}_{f-1, i}}{y_{N+1, i}} = K_{fi} K_{f+1, i} \dots K_{N-1, i} K_{Ni} \quad (X.9b)$$

При полном возврате флегмы в исчерпывающей секции составы на питающей тарелке выражают через отношение $(\bar{l}_{f-1, i}/v_{N+1, i})_{ca}$. Для питания при любом агрегатном состоянии

$$\left(\frac{v_{N+1, i}}{d_i} \right)_{ca} = \frac{(l_{f-1, i}/d_i)_{ca} + l_{Fi}/FX_i}{(\bar{l}_{f-1, i}/v_{N+1, i})_{ca}} \quad (X,10)$$

Приводимые ниже уравнения выводят аналогично уравнениям (X,3)–(X,8):

$$(d_i)_{co} = FX_i \quad (X,11)$$

$$(v_{N+1, i})_{co} = \theta_0 (v_{N+1, i}/d_i)_{ca} (d_i)_{co} \quad (X,12)$$

$$V_{N+1} = \sum_{i=1}^e \theta_0 (v_{N+1, i}/d_i)_{ca} (d_i)_{co} \quad (X,13)$$

$$(y_{N+1, i})_{co} = \frac{(v_{N+1, i}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}}{\sum_{i=1}^e (v_{N+1, i}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}} \quad (X,14)$$

$$x_{ji} = \frac{(l_{ji}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}}{\sum_{i=1}^e (l_{ji}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}} \quad 0 \leq j \leq f-1 \quad (X,15)$$

$$x_{jt} = \frac{(x_{ji}/y_{N+1, i})_{ca} (y_{N+1, i})_{co}}{\sum_{i=1}^e (x_{ji}/y_{N+1, i})_{ca} (y_{N+1, i})_{co}} \quad f \leq j \leq N+1 \quad (X,16)$$

Потоки жидкости и пара в укрепляющей секции рассчитывают по соответствующим уравнениям материального и теплового балансов (см. главы III и V). При этом нет необходимости определять $(v_{N+1, i})_{co}$ или θ_0 . Для расчета $(l_{f-1, i}/v_{N+1, i})_{ca}$ необходимо знать только величину потока V_{N+1} , которую можно вычислить следующим образом.

На основании материального и теплового балансов для дефлегматора определяют нагрузку Q_c , затем по тепловому и материальному балансам для всей колонны получают Q_R и, наконец, по тепловому балансу для кипятильника находят V_{N+1} .

Отметим, что температуру в кипятильнике можно рассчитать как температуру точки росы по значениям y_{N+1} , определяемым по уравнению (X,14), или как температуру кипения по значениям x_{N+1} , определяемым по уравнению (X,16). Если искомое решение задачи получено, то найденные описанными выше способами температуры оказываются одинаковыми.

Полный возврат флегмы в обеих частях колонны. Режим полного возврата флегмы в обеих частях колонны можно определить двумя способами. Колонна работает с полным возвратом флегмы, если количество жидкости в ней достаточно для ее стабильной работы, причем питание не подают и продукты не отбирают ($D = 0, B = 0, F = 0$). О колонне, работающей стабильно с полным возвратом флегмы ($D = 0$) и полным возвратом пара ($B = 0$), при подаче питания, равной нулю, говорят, что она работает с полной рециркуляцией, т. е. «на себя». Диаметр таких колонн, а также потоки пара и жидкости в колонне вполне определены (т. е. имеют конечную величину).

При расчете колонн с полной рециркуляцией приемлемо и другое, эквивалентное определение. Оно эквивалентно предыдущему в том смысле, что оба исходных положения приводят к одним и тем же расчетным составам и температурам в колонне. В соответствии со вторым определением считают, что условие полного возврата флегмы достигается для всей колонны, когда

$$\lim_{L_{j-1} \rightarrow \infty} \left(\frac{V_j}{L_{j-1}} \right) = 1 \quad (\text{X.17})$$

Допустим, что D (или B) представляет собой число, отличное от нуля (но меньше F), а также предположим, что по всей колонне устанавливаются предельные значения $V_j/L_{j-1} = 1$. Поскольку F, D и B — конечные величины, можно записать:

$$F = D + B \quad (\text{X.18})$$

и

$$FX_i = d_i + b_i \quad (\text{X.19})$$

Однако так как потоки пара и жидкости по всей колонне неограниченно велики, то из этого следует, что

$$\bar{v}_{fi} = v_{fi} + v_{Fi} = v_{fi} \quad (\text{X.20})$$

и

$$\bar{l}_{f-1, i} = l_{f-1, i} + l_{Fi} = l_{f-1, i} \quad (\text{X.21})$$

Аналогично изложенному выше получаем следующие уравнения для укрепляющей и исчерпывающей секций:

$$\frac{x_{1i}}{X_{Di}} = \frac{1}{K_{1i} K_{0i}} \quad (\text{для полного дефлегматора, } K_{0i} = 1)$$

$$\frac{x_{2i}}{X_{Di}} = \frac{1}{K_{2i} K_{1i} K_{0i}}$$

$$\frac{x_{ji}}{X_{Di}} = \frac{1}{K_{ji} K_{j-1, i} \dots K_{1i} K_{0i}} \quad 0 \leq j \leq N+1 \quad (\text{X.22a})$$

и

$$\frac{x_{N+1, i}}{X_{D_i}} = \frac{x_{B_i}}{X_{D_i}} = \frac{1}{K_{N+1, i} K_{N, i} \dots K_{1, i} K_{0, i}} \quad (\text{X}, 226)$$

Определив $(x_{B_i}/x_{D_i})_{ca}$ для начального температурного профиля, по уравнению (Х,226) вычисляют величину $(b_i/d_i)_{ca}$:

$$\left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca} = \left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{B_i}}{X_{D_i}} \right)_{ca} \quad (\text{X}, 23)$$

В главе IV показано, что корректированное значение d_i определяется по уравнению

$$(d_i)_{co} = \sum_{i=1}^c \frac{FX_i}{1 + \theta_0 (b_i/d_i)_{ca}} \quad (\text{X}, 24)$$

θ_0 — положительный корень функции $g_0(\theta)_0$, причем

$$g_0(\theta_0) = \sum_{i=1}^c \frac{FX_i}{1 + \theta_0 \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca}} - D \quad (\text{X}, 25)$$

Корректированные составы потоков по колонне рассчитывают по уравнению

$$x_{ji} = \frac{\left(\frac{x_{ji}}{X_{D_i}} \right)_{ca} (X_{D_i})_{co}}{\sum_{i=1}^c \left(\frac{x_{ji}}{X_{D_i}} \right)_{ca} (X_{D_i})_{co}} \quad 0 \leq j \leq N+1 \quad (\text{X}, 26)$$

Здесь

$$(X_{D_i})_{co} = \frac{(d_i)_{co}}{D} \quad (\text{X}, 27)$$

Сложные колонны

Рассмотренный выше подход к расчету простых колонн с полным возвратом флегмовых потоков применим и к сложным колоннам. Для сложной колонны, имеющей один ввод питания и один или более боковых отборов (кроме дистиллята и кубового продукта), рекомендуются следующие расчетные методики.

1. *Боковой поток W_1 отбирается из укрепляющей секции.* Условия: L_0 — конечная величина, $D = 0$, $W_1 = 0$ и $B = F$. Расчет сложной колонны при этих условиях проводят по методике, аналогичной изложенной ранее в разделе «Полный возврат флегмы в укрепляющей секции». Если поток W_1 отводят в виде жидкости

с произвольной тарелки p укрепляющей секции, то состав данного потока будет таким же, как состав жидкости, стекающей с тарелки p . Поэтому состав W_1 определяют по уравнению (X,1a), в котором $j = p$. Если W_1 отбирают с тарелки p в виде пара, то составы определяют как $y_{pi} = K_{pi} x_{pi}$.

2. Боковой поток W_1 отбирается из укрепляющей секции. Условия: L_0 — конечная величина, $D = 0$, $0 < W_1 < F$. Принимают, что боковой поток W_1 отводится с тарелки p укрепляющей секции. Расчет осуществляют сверху вниз по колонне по уравнению (X,9a). Определив x_{pi}/x_{0i} , находят затем отношение

$$\frac{w_{1i}}{l_{0i}} = \left(\frac{W_1}{L_0} \right) \left(\frac{x_{pi}}{x_{0i}} \right) \quad (\text{X},28)$$

Поскольку $y_{p+1,i} = x_{pi}$, то

$$\frac{v_{p+1,i}}{l_{0i}} = \left(\frac{V_{p+1}}{L_0} \right) \left(\frac{x_{pi}}{x_{0i}} \right) \quad (\text{X},29)$$

где V_{p+1} — предполагаемое количество пара на тарелке $p + 1$.

Далее продолжают расчеты до тарелки питания по следующим уравнениям:

$$\frac{v_{p+2,i}}{l_{0i}} = A_{p+1,i} \left(\frac{v_{p+1,i}}{l_{0i}} \right) + \frac{w_{1i}}{l_{0i}} \quad (\text{X},30a)$$

$$\frac{\bar{v}_{f,i}}{l_{0i}} = A_{f-1,i} \left(\frac{v_{f-1,i}}{l_{0i}} \right) + \frac{w_{1i}}{l_{0i}} \quad (\text{X},30b)$$

Ичерпывающую секцию рассчитывают, как обычную колонну (см. главу III). В результате расчета обеих секций по уравнению (X,35) получают значение b_i/w_{1i} . Корректированные количества компонентов в продуктах разделения должны удовлетворять материальному балансу

$$FX_i = (w_{1i})_{co} + (b_i)_{co} \quad (\text{X},31)$$

и основному уравнению θ -метода

$$\left(\frac{b_i}{w_{1i}} \right)_{co} = \theta_1 \left(\frac{b_i}{w_{1i}} \right)_{ca} \quad (\text{X},32)$$

Решение этих двух уравнений дает:

$$(w_{1i})_{co} = \frac{FX_i}{1 + \theta_1 (b_i/w_{1i})_{ca}} \quad (\text{X},33)$$

где θ_1 — положительный корень функции $g_1(\theta_1)$:

$$g_1(\theta_1) = \sum_{i=1}^c \frac{FX_i}{1 + \theta_1 (b_i/w_{1i})_{ca}} - W_1 \quad (\text{X},34)$$

Величину b_i/w_{1i} определяют по уравнению (X,35), которое справедливо для любого агрегатного состояния питающей смеси:

$$\frac{b_i}{w_{1i}} = \frac{(l_{f-1,i}/w_{1i}) + (l_{Fi}/FX_i)}{(v_{fi}/b_i) + (v_{Fi}/FX_i)} \quad (\text{X,35})$$

Вычислив по уравнениям для укрепляющей секции $l_{f-1,i}/l_{0i}$, находят $l_{f-1,i}/w_{1i}$ (делением $l_{f-1,i}/l_{0i}$ на w_{1i}/l_{0i}). Если θ_1 было найдено по уравнению (X,34), то тогда значение θ_0 определяют непосредственно из уравнения (X,5). В остальном расчеты аналогичны описанным выше.

3. Боковой поток W_1 отбирается из исчерпывающей секции. Условия: L_0 — конечная величина $D = 0$, $0 < W_1 < F$. Уравнения материального баланса для исчерпывающей секции те же, что и для сложных колонн (см. главу VII). Уравнения сходимости аналогичны рассмотренным для случая бокового отбора в укрепляющей секции ($W_1 > 0$).

Для укрепляющей секции расчеты проводят, как описано в разделе «Полный возврат флегмы в укрепляющей секции».

4. Полный возврат флегмовых потоков в колонне с W_1 и W_2 , отбираемыми в укрепляющей и исчерпывающей секциях. Условия материального баланса выражаются уравнениями (X,22а) и (X,22б). Величину b_i/d_i рассчитывают по формуле (X,23), а w_i/d_i — по следующим уравнениям (боковые потоки W_1 и W_2 отбираются в виде жидкости с тарелок p и q соответственно укрепляющей и исчерпывающей секций):

$$(w_{1i}/d_i)_{ca} = (W_1/D) (x_{pi}/X_{Di})_{ca} \quad (\text{X,36})$$

$$(w_{2i}/d_i)_{ca} = (W_2/D) (x_{qi}/X_{Di})_{ca} \quad (\text{X,37})$$

В уравнениях, описывающих метод сходимости, содержится три значения θ . Эти уравнения идентичны уравнениям, приведенным в главе VII. Значения θ можно определить одним из способов, рассмотренных в той же главе. Остальные расчеты проводятся обычным путем.

Методика расчета не меняется, если между двумя боковыми отборами вводится любое число питаний. Чтобы свести к минимуму ошибку вычисления (округления) при потарелочном расчете секций между верхним и нижним вводами питания, потоки на этих тарелках следует определять, осуществляя расчеты по колонне сверху вниз и снизу вверх. Однако прежде необходимо найти количества компонентов в продуктах разделения по уравнениям, аналогичным уравнению (X,35).

Примеры расчета

Решено несколько примеров расчета колонн с одинаковым составом питания:

Условия примеров. Питание — жидкость при температуре кипения. Колонна, работающая при давлении 21 ат, снабжена тремя тарелками в укрепляющей секции и восемью — в исчернивающей (плюс кипятильник). Кроме того, известны следующие данные:

Компонент	C ₃ H ₈	изо-C ₄	n-C ₄	изо-C ₅	n-C ₅
FX	5,0	15,0	25	20	35

В табл. 58—60 приведены результаты расчета для случая полного возврата флегмы в укрепляющей секции.

ТАБЛИЦА 58
Температурные профили и флегмовые потоки при $D = 0$, $B = F$ и $L_0 = 125$

№ тарелки	началь- ный профиль	№ приближения								
		1	2 *	3	4	5	6	7	8	9
Температурные профили										
0 (ди- стиллят)	60	59,06	59,07	59,39	59,24	60,14	60,17	60,17	60,17	60,17
1	65,95	61,00	61,06	61,68	62,95	63,11	63,25	63,26	63,25	63,25
2	71,94	65,56	65,74	65,75	69,99	70,89	71,11	71,11	71,09	71,08
3	77,90	76,30	77,00	80,16	84,17	85,69	85,90	85,86	85,78	85,76
4 (пита- ние)	83,89	98,61	98,61	102,37	106,61	107,85	108,06	107,88	107,73	107,70
5	89,88	98,39	99,06	102,67	106,88	108,33	108,56	108,50	108,43	108,33
6	95,89	99,50	100,39	103,72	107,55	109,02	109,37	109,34	109,26	109,33
7	101,83	101,89	102,67	105,50	108,78	110,14	110,51	110,56	110,52	110,50
8	107,80	105,38	105,90	108,06	110,73	111,84	112,20	112,26	112,23	112,22
9	113,80	109,81	110,14	111,61	113,50	114,28	114,35	114,30	114,35	114,31
10	119,76	115,26	115,33	116,21	117,33	117,87	118,01	118,06	118,09	118,09
11	128,77	122,17	122,47	122,50	122,85	123,07	123,19	123,25	123,28	123,30
12 (ки- пятиль- ник)	131,77	127,31	131,81	131,76	131,76	131,76	131,76	131,68	131,76	131,76
L_0 (вы- числено)	—	114,72	118,41	87,47	81,28	107,12	121,46	125,78	125,96	125,39

* Все значения температур усредняются, за исключением первого приближения. Начальные потоки пара приняты постоянными и равными 125.

ТАБЛИЦА 59
Состав продуктов разделения для $D = 0$, $B = F$ и $L_0 = 125$

Компонент	FX	X_D	Компонент	FX	X_D
C ₃ H ₈	5,0	0,96757089	изо-C ₅	20,0	$0,13173418 \cdot 10^{-3}$
изо-C ₄	15,0	$0,23468365 \cdot 10^{-1}$	n-C ₅	35,0	$0,83762787 \cdot 10^{-4}$
n-C ₄	25,0	$0,87593467 \cdot 10^{-2}$			

ТАБЛИЦА 60

Потоки пара в колонне для $D = 0$, $B = F$ и $L_0 = 125$

№ тарелки	Поток пара	№ тарелки	Поток пара
1	125,00	7	88,03
2	119,10	8	88,87
3	109,07	9	90,00
4 (питание)	97,47	10	91,41
5	86,98	11	92,88
6	87,42	12 (кипятильник)	94,06

Из табл. 60 видно, что, несмотря на равенство $V_j = L_{j-1}$ в укрепляющей секции ($D = 0$), V_j не всегда равно V_{j+1} .

На рис. X-1 приведена характеристика работы колонны при постоянной флегме L_0 и различных отборах дистиллята. Диапазон работы охватывает режимы от полного флегмирования ($D = 0$) в укрепляющей секции до полного возврата флегмового потока пара в исчерпывающей секции ($B = 0$). Отметим, что при $D = 0$ мольная доля самого легкого компонента питания достигает своего максимума. По мере увеличения D мольная доля каждого компонента, кроме наиболее тяжелого, проходит через максимум. При $D = F$ состав дистиллята равен составу питания. Аналогичный характер имеет зависимость x_{B_i}/x_i от B . На рис. X-2 приведены

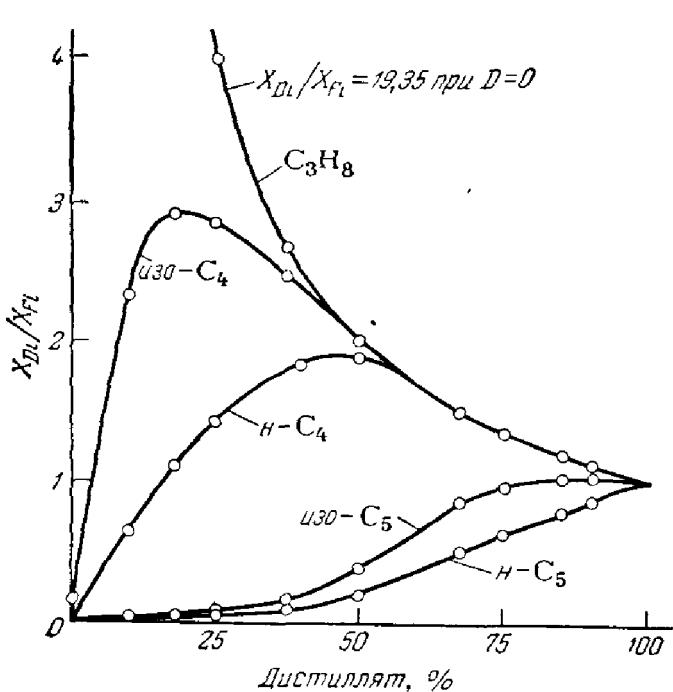


Рис. X-1. Изменение количества дистиллята D при постоянном флегмовом потоке $L_0 = 125$.

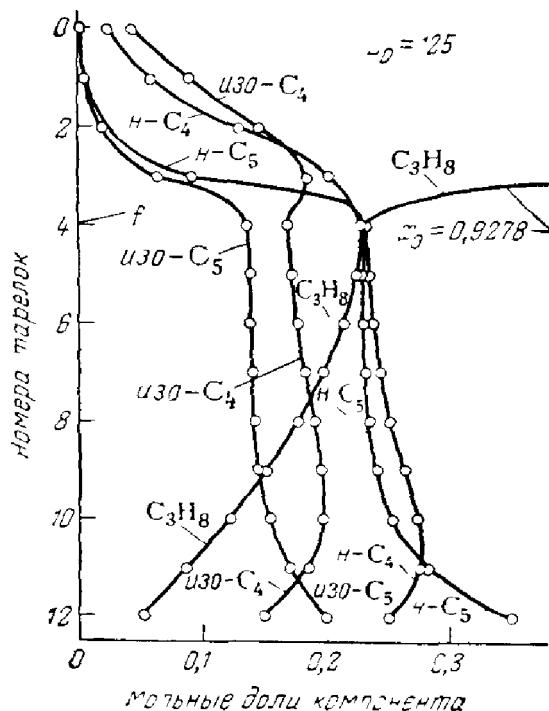


Рис. X-2. Профили состава при полном возврате флегмы в укрепляющую секцию.

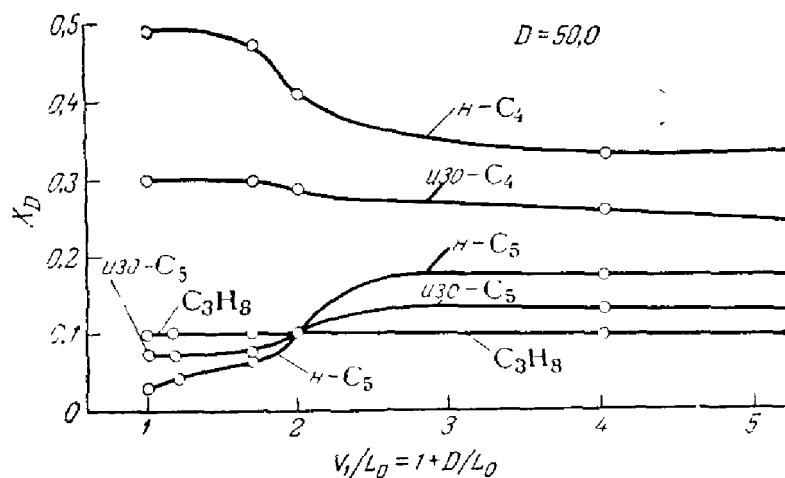


Рис. X-3. Изменение флегмы L_0 при постоянном отборе дистиллята D .

составы жидкости на каждой тарелке для условий полного возврата флегмы ($D = 0$).

Изменение состава дистиллята при постоянном его (50 %-ном) отборе в зависимости от отношения V_1/L_0 приведено на рис. X-3.

ТАБЛИЦА 61

Температурные профили, общие количества дистиллята и значения θ при полной флегме $D = B = 50$

№ тарелки	\hat{N} приближения				
	начальный профиль	1	2 *	3	4
Температурные профили					
0 (дистиллят)	60	107,0	107,12	107,11	107,11
1	65,56	129,51	124,19	124,29	124,32
2	71,11	141,68	133,02	133,26	133,35
3	76,67	151,24	141,61	141,95	142,16
4 (питание)	82,22	157,35	148,95	149,37	149,55
5	87,78	160,83	154,60	155	155,17
6	93,33	162,67	158,77	158,91	159,06
7	98,89	163,85	161,33	161,55	161,60
8	104,44	164,65	163,18	163,27	163,28
9	110,0	165,27	164,34	164,40	164,44
10	115,56	165,78	165,22	165,25	165,28
11	121,11	166,22	165,84	165,84	165,84
12 (кипятильник)	126,67	166,51	166,33	166,33	166,33
D^{**}	—	7,16	52,37	50,68	50,00
θ	—	$3,92 \cdot 10^{-6}$	1,57	1,16	1,001

* Все профили усреднялись, за исключением профиля, взятого для приближения № 1.

** Рассчитанное значение D .

ТАБЛИЦА 62

Состав дистиллята при полном возврате флегмовых потоков

Компонент	<i>F</i> <i>X</i>	<i>d</i>	Компонент	<i>F</i> <i>X</i>	<i>d</i>
C ₃ H ₈	5,0	4,9999	изо-C ₅	20,0	3,7926
изо-C ₄	15,0	14,9921	н-C ₅	35,0	1,3494
н-C ₄	25,0	24,8659		100,0	49,9999

По мере приближения V_1/L_0 к единице устанавливается режим полного возврата флегмы по колонне. Расчет этого режима показан в табл. 61 и 62 (применялся обычный метод составления тепловых балансов).

Условия работы колонны меняются от полного возврата флегмы ($V_1/L_0 = 1$) к другому предельному режиму, когда жидкую флегму отсутствует ($L_0 = 0$) в укрепляющей секции.

По мере того как L_0 стремится к нулю, состав дистиллята приближается к составу пара, который поступает на тарелку, находящуюся выше тарелки питания.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ (см. главы II—VIII)

h — тяжелый ключевой компонент; компонент, для которого отношение b_i/d_i задано.

ЗАДАЧИ

X-1. На основе уравнений материального баланса и фазового равновесия получить уравнения (X,1) для полного возврата флегмы в укрепляющей секции.

X-2. Для случая полного возврата флегмы в исчерпывающей секции показать, что уравнения (X,9a) и (X,9б) получаются из выражений материального баланса и фазового равновесия.

X-3. Показать, что два выражения для x_{ji} , даваемые уравнением (X,6), — эквивалентны.

X-4. Исходя из выражения для x_{ji} [уравнение (X,15)], показать, что ему эквивалентно выражение типа (X,16).

X-5. Вывести уравнение (X,22б) способом, принятым для задач X-1 и X-2.

X-6. а) Вывести уравнения (X,30а) и (X,30б).

б) Вывести уравнения (X,34) и (X,35).

X-7. Показать, что для колонны с парциальным дефлегматором и кипятильником при постоянной относительной летучести компонентов по всей колонне известную зависимость²

$$b_i/d_i = (b_h/d_h) (\alpha_h/\alpha_i)^{N+2}$$

можно получить из уравнения (X,22б).

Установить, что для колонны с полным дефлегматором показатель степени в указанной зависимости равен $N + 1$.

X-8. Показать, что для любых данных значений α , N и b_h/d_h соответствующий отбор дистиллята при полном возврате флегмовых потоков в колонне определяется как

$$D = \sum_{i=1}^c \frac{FX_i}{1 + (b_h/d_h) (\alpha_h/\alpha_i)^{N+2}}$$

где D и B — конечны, а диаметр колонны — величина бесконечно большая.

X-9. а) Определить общее число теоретических тарелок, необходимое для достижения заданного разделения компонентов 1 и 3 ($b_1/d_1 = 6,0$ и $b_3/d_3 = 0,2$) в колонне с полным дефлегматором. Исходные данные приведены в таблице:

Компонент	FX_i	α_i
1	33,3	1
2	33,3	2
3	33,4	3

б) Если $N + 1$ принять постоянным и равным количеству, найденному в п. «а», определить значение b_1/d_1 , требующееся для получения D , равного 50. Кроме того, при $D = 50$ вычислить b_i/d_i для остальных компонентов.

X-10. а) Основываясь на значениях b_i/d_i и FX_i , приведенных в задаче X-9, найти θ , дающее $g(\theta) = 0$, причем

$$g(\theta) = \sum_{i=1}^c \frac{FX_i}{1 + \theta (b_i/d_i)} - 50$$

б) Сравнить значения $\theta (b_i/d_i)$ с соответствующими b_i/d_i , полученными в п. «б» задачи X-9.

X-11. а) Если в условиях полного возврата флегмовых потоков количество D_1 определено для данных значений $N + 1$ и $(b_3/d_3)_1$ и для того же значения $N + 1$, но другой величины b_3/d_3 [выраженного как $(b_3/d_3)_2$ и D_2], то показать, что

$$\theta = \frac{(b_3/d_3)_1}{(b_3/d_3)_2}$$

б) Для величин D_1 и D_2 составить график $\ln (b_i/d_i)_1$ и $\ln (b_i/d_i)_2$ в зависимости от $\ln (\alpha_i/\alpha_h)$, где $N + 1$ фиксировано. Определить θ по этому графику.

Л И Т Е Р А Т У Р А

1. Lyster W. N., Sullivan S. L. jr., McDonough J. A., Holland C. D., Petrol. Ref., 39, № 8, 121 (1960).
2. Fenske M. R., Ind. Eng. Chem., 24, 482 (1932).

$$\lim_{j \rightarrow \infty} \frac{V_j}{d_i}$$

ПРОСТЫЕ И СЛОЖНЫЕ КОЛОННЫ ПРИ МИНИМАЛЬНОЙ ФЛЕГМЕ (ПРОВЕРОЧНЫЙ РАСЧЕТ)

θ-Метод сходимости можно распространить на расчет простых и сложных колонн при минимальной флегме. В отличие от ранее применявшегося аналитического расчета¹⁻³, при котором исходят из допущений о постоянстве мольных потоков и относительных летучестей в укрепляющей и исчерпывающей секциях, излагаемая методика допускает изменение этих величин по высоте колонны.

Применение методики «от тарелки к тарелке» для расчета колонн в режиме минимального орошения описано в литературе⁴. Методика, приведенная в данной главе, основана на независимом определении концентраций (методика Тиле и Геддеса)^{5, 6}.

Простые колонны

Расчет колонн при минимальной флегме в соответствии с постановкой задачи проводится при некоторых заданных условиях. В данной задаче в качестве таких условий приняты L_0 (или V_1), D и бесконечное число тарелок в укрепляющей и исчерпывающей секциях. Кроме того, заданы агрегатное состояние и состав питания, тип дефлэгматора и давление в колонне. Требуется определить состав продуктовых фракций.

В указанной постановке задача тесно связана с рассмотренной в предыдущих главах комбинацией методики расчета процесса и θ-метода сходимости применительно к простым колоннам⁷. В принципе отличие от изложенного ранее заключается в задании бесконечного числа тарелок для каждой секции колонны.

В следующей главе рассматривается распространение методики расчета Тиле и Геддеса и θ-метода сходимости на случай, когда заданы другие условия, например отношение b_i/d_i для двух компонентов вместо L_0 и D .

Под минимальным флегмовым числом понимают наименьшее значение L_0/D , которое обеспечивает заданное разделение двух

ключевых компонентов в условиях бесконечно большого числа тарелок как в укрепляющей, так и в исчерпывающей секциях колонны. Компоненты, в отношении которых задаются такие условия, называются «легкими ключевыми» и «тяжелыми ключевыми», они обозначаются индексом h и l . Легкие и тяжелые ключевые компоненты содержатся в обеих продуктовых фракциях. Компоненты, летучесть которых лежит между летучестями ключевых, называют «межключевыми» компонентами. Ключевые и межключевые компоненты являются распределющимися компонентами.

При минимальной флегме в каждой секции колонны имеется зона, которая охватывает неограниченное число тарелок и в которой не происходит изменения состава при переходе от тарелки к тарелке (зона постоянной концентрации).

В укрепляющей секции зона постоянной концентрации появляется после того, как извлекутся компоненты более тяжелые, чем тяжелый ключевой, а в исчерпывающей секции — после отпарки компонентов более легких, чем легкий ключевой. Следовательно, когда ключевые компоненты представляют собой самые легкие и самые тяжелые компоненты питания, обе зоны постоянных концентраций примыкают к тарелке питания^{6, 8}.

Применение методики расчета Тиле и Геддеса для режима минимальной флегмы отличается тем, что расчет количеств тяжелого ключевого и всех более легких компонентов проводят, начиная от зоны постоянной концентрации в укрепляющей секции до тарелки питания. Для всех более легких компонентов, чем легкий ключевой, расчеты продолжают до зоны постоянной концентрации в исчерпывающей секции. Аналогично для легкого ключевого компонента и всех более тяжелых компонентов расчеты начинают от зоны постоянного состава в исчерпывающей секции и проводят до тарелки питания. Для всех компонентов, тяжелее тяжелого ключевого компонента, расчеты продолжают до зоны постоянной концентрации в укрепляющей секции. Схематически эта методика показана на рис. XI-1.

Если заданы L_0 , D , задача состоит в выборе ключевых и межключевых компонентов, а также определении соответствующего распределения продуктов. Кроме этого, необходимо найти количество тарелок между зонами постоянных концентраций. Уравнения для зон постоянных концентраций в каждой секции колонны приведены ниже.

Уравнения для зон постоянных концентраций. Тарелки в колонне нумеруются сверху вниз. Верхней тарелке присваивается индекс 1, зона постоянной концентрации в укрепляющей секции обозначается индексом r , тарелка питания — индексом f , зона постоянной концентрации в исчерпывающей секции — индексом s . В приведенные ниже уравнения материальных балансов не включены однофазные легкие и тяжелые компоненты.

Уравнение материального баланса верхней части колонны для каждого тяжелого ключевого и всех компонентов легче тяжелого ключевого компонента, записанное для ($j - 1$)-й тарелки, имеет вид

$$\frac{v_{ji}}{d_i} = \frac{l_{j-1, i}}{d_i} + 1 \quad (\text{XI}, 1)$$

Так как $l_{j-1, i} = A_{j-1, i} v_{j-1, i}$, то уравнение (XI,1) можно записать в виде

$$\frac{v_{ji}}{d_i} = A_{j-1, i} \left(\frac{v_{j-1}}{d_i} \right) + 1 \quad (\text{XI}, 2)$$

В связи с наличием зоны постоянных концентраций в укрепляющей секции имеется следующее ограничение на изменение v_i :

$$\lim_{j \rightarrow \infty} \frac{v_{ji}}{d_i} = \frac{v_{j-1, i}}{d_i} = \frac{v_{ri}}{d_i} \quad (\text{XI}, 3)$$

Это ограничение определяется в следующем разделе, в котором также показано, что для зоны постоянной концентрации в укрепляющей секции уравнение (XI,2) принимает вид

$$\frac{v_{ri}}{d_i} = \frac{1}{1 - A_{ri}} \quad (\text{XI}, 4)$$

Аналогично этому количества легкого ключевого компонента и всех более тяжелых компонентов в зоне постоянной концентрации исчерпывающей секции определяют по уравнению

$$\frac{b_{si}}{b_i} = \frac{1}{1 - S_{si}} \quad (\text{XI}, 5)$$

Определение ключевых и межключевых компонентов. Тяжелым ключевым компонентом является наиболее тяжелый компонент смеси, для которого v_{ri}/d_i [уравнение (XI,4)] — положительное число, меньшее чем ρ ; ρ — число, имеющее порядок верхнего

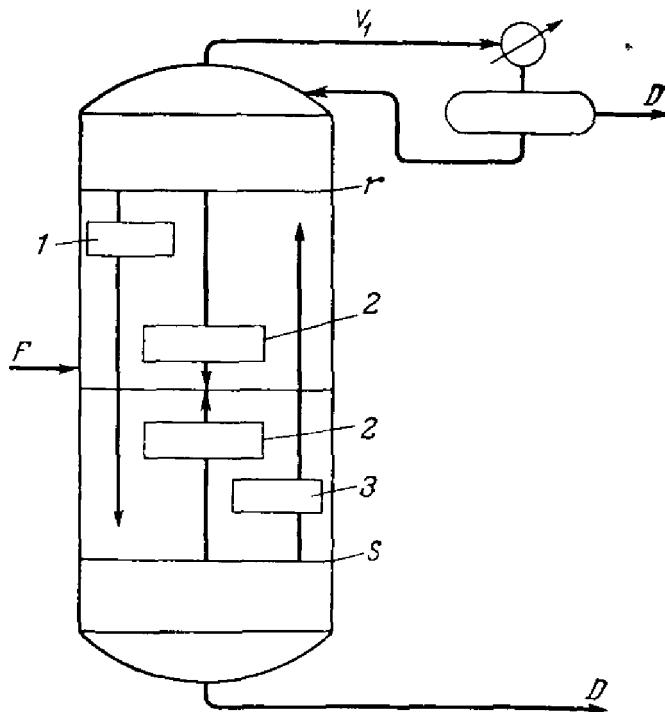


Рис. XI-1. Направление расчетов при минимальной флегме для простых колонн:
1 — нераспределяющиеся легкие компоненты (расчет начинают от зоны постоянной концентрации укрепляющей секции до зоны постоянной концентрации исчерпывающей секции); 2 — распределяющиеся компоненты (расчет начинают от каждой зоны и ведут от тарелки питания); 3 — нераспределяющиеся тяжелые компоненты (расчет начинают от зоны постоянной концентрации исчерпывающей секции до зоны постоянной концентрации укрепляющей секции).

предела для ЭВЦМ]. Аналогично этому легкий ключевой компонент — это наиболее легкий компонент смеси, для которого l_{si}/b_i [уравнение (XI,5) — положительное число, меньшее чем ρ]. Распределяющимися компонентами считаются компоненты, для которых одновременно удовлетворяются следующие неравенства:

$$0 < \frac{v_{ri}}{d_i} < \rho \quad (\text{XI},6)$$

$$0 < \frac{l_{si}}{b_i} < \rho \quad (\text{XI},7)$$

Нераспределяющимся тяжелым компонентом считается компонент, у которого

$$A_{ri} \geq 1$$

Нераспределяющимся легким компонентом является компонент, у которого

$$S_{si} \geq 1$$

Применение этих критериев, которые основаны на уравнениях (X,4) и (X,5), освобождает от необходимости проведения расчетов для всех компонентов в направлении от концов колонны к тарелке питания с тем, чтобы обнаружить нераспределяющиеся легкие и тяжелые компоненты, как это требует методика, описанная в главе VI для простых и сложных колонн с конечным числом тарелок (отметим, что на практике для ρ берется значение 10^{-8} , так как в восьмиричной системе абсолютные значения $A_{ri} - 1$, меньшие 10^{-8} , рассматриваются как нуль).

Уравнения материальных балансов. Рассмотрим уравнения материальных балансов для верхней части колонны, записанные для тарелок от r до $f - 1$. Поскольку условия в зонах постоянных концентраций можно определить независимо от протекания процесса на тарелках 1 и r , то для определения состава продуктовых фракций нет необходимости рассчитывать тарелки от r до $f - 1$. Этот расчет проводят в случае, если необходимо определить, на сколько тарелок зоны постоянных концентраций отстоят от тарелки питания.

Уравнения материальных балансов для тяжелого ключевого и всех более легких компонентов (кроме однофазного) приведены ниже:

$$\frac{v_{ri}}{d_i} = \frac{1}{1 - A_{ri}} \quad (\text{XI},8\alpha)$$

$$\frac{v_{r+1,i}}{d_i} = A_{j,i} \left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right) + 1 \quad r \leq j \leq f-2 \quad (\text{XI},8\beta)$$

$$\frac{\bar{v}_{fi}}{d_i} = A_{f-1,i} \left(\frac{v_{f-1,i}}{d_i} + 1 \right) \quad (\text{XI},8\gamma)$$

Для компонентов легче легкого ключевого расчеты по этим уравнениям проводят до зоны постоянной концентрации в исчерпывающей секции, причем для этих компонентов $d_i = FX_i$ и

$$l_{f-1, i} = A_{f-1, i} \left(\frac{v_{f-1, i}}{d_i} \right) FX_i \quad (\text{XI},8\text{г})$$

Уравнение материального баланса нижней части колонны, записанное для тарелки питания, имеет следующий вид:

$$v_{fi} = l_{f-1, i} + l_{Fi} \quad (\text{XI},8\text{д})$$

Для остальных тарелок

$$v_{j+1, i} = A_{ji} v_{ji} \quad f \leq j \leq s-1 \quad (\text{XI},8\text{е})$$

Уравнения материальных балансов для легкого ключевого компонента и всех более тяжелых (кроме однофазных). Данные уравнения являются покомпонентными балансами нижней части колонны, записанными для тарелки s или любой тарелки выше ее:

$$\frac{l_{si}}{b_i} = \frac{1}{1 - S_{si}} \quad (\text{XI},9\text{а})$$

$$\frac{l_{j-1, i}}{b_i} = S_{ji} \left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right) + 1 \quad f+1 \leq j \leq s \quad (\text{XI},9\text{б})$$

$$\frac{\bar{l}_{f-1, i}}{b_i} = S_{fi} \left(\frac{l_{fi}}{b_i} \right) + 1 \quad (\text{XI},9\text{в})$$

Для любого компонента, тяжелее тяжелого ключевого компонента, $b_i = FX_i$, поэтому

$$v_{fi} = S_{fi} \left(\frac{l_{fi}}{b_i} \right) FX_i \quad (\text{XI},9\text{г})$$

Из уравнения материального баланса, относящегося к верхней части колонны (от тарелки $f-1$), получаем:

$$l_{f-1, i} = v_{fi} + v_{Fi} \quad (\text{XI},9\text{д})$$

Для тарелок выше тарелки питания уравнение материального баланса (для тяжелых нераспределяющихся компонентов) имеет следующий вид:

$$l_{j-1, i} = S_{ji} l_{ji} \quad r+1 \leq j \leq f-1 \quad (\text{XI},9\text{е})$$

Вычисление b_i/d_i . Проведя вычисления по уравнениям материальных балансов, определяют значения b/d для каждого распределяющегося компонента по уравнению (III,22). Если полученная величина b_i/d_i удовлетворяет неравенству

$$\frac{1}{\rho} < \frac{b_i}{d_i} < \rho \quad (\text{XI},10)$$

то отсюда следует, что для данного приближения сделана правильная классификация компонентов.

Если же получено значение $b_i/d_i > \rho$, то компонент следует отнести к нераспределяющемуся тяжелому компоненту и расчеты для него проводить по уравнению (XI,9). Если $b_i/d_i < 1/\rho$, то компонент следует рассматривать как нераспределяющийся легкий компонент и выполнять расчеты для него по уравнению (XI,8).

Доказательство существования зон постоянных концентраций в укрепляющей и исчерпывающей секциях. Доказательство существования каждой зоны проводится аналогично, поэтому здесь рассматривается только укрепляющая секция.

Допустим, что компоненты для произвольной j -той тарелки пронумерованы в порядке уменьшения летучести:

$$K_{j1} > K_{j2} > K_{j3} > \dots > K_{je} \quad (\text{XI,11})$$

Согласно методике расчета «от тарелки к тарелке» определяют температуру на каждой j -той тарелке, которая удовлетворяет уравнению точки росы:

$$\sum_{i=1}^e \frac{y_{ji}}{K_{ji}} = 1 \quad (\text{XI,12})$$

Сумма величин y_{ji} по определению равна единице, поэтому из уравнения (XI,11) следует, что для некоторых компонентов $K_{ji} < 1$, а для остальных $K_{ji} \geq 1$. Таким образом, для наиболее летучего компонента $K_{ji} > 1$ для всех j , и он является единственным компонентом, для которого такое заключение является безусловным. Знание температуры на тарелке позволяет вычислить значения A_{ji} , которые в свою очередь дают возможность рассчитать количества компонентов по уравнениям:

$$\frac{v_{1,1}}{d_1} = A_{0i} + 1 \quad (\text{XI,13})$$

$$\frac{v_{j+1,1}}{d_1} = A_{ji} \left(\frac{v_{ji}}{d_1} \right) + 1 \quad (\text{XI,14})$$

Последовательно подставляя уравнение для v_{ji}/d_1 в выражение для $v_{j+1,1}/d_1$, получим:

$$\begin{aligned} \frac{v_{j+1,1}}{d_1} = & 1 + A_{j1} + A_{j1}A_{j-1,1} + A_{j1}A_{j-1,1}A_{j-2,1} + \\ & + \dots + A_{j1}A_{j-1,1} \dots A_{j-k,1} + \dots + A_{j1}A_{j-1,1} \dots A_{0i} \end{aligned} \quad (\text{XI,15})$$

Рассмотрим такой ряд после подстановки в него значения $K_{j1} = 1$:

$$\frac{v_{j+1,1}}{d_1} < t_{ji} = 1 + \frac{L}{V} + \left(\frac{L}{V} \right)^2 + \dots + \left(\frac{L}{V} \right)^j + \left(\frac{L}{V} \right)^j \left(\frac{L}{D} \right) \quad (\text{XI,16})$$

Первые члены этого ряда составляют геометрическую прогрессию, сумма которой известна, поэтому

$$t_{ji} = \frac{1 - (L/V)^{j+1}}{1 - (L/V)} + \left(\frac{L}{V}\right)^j \left(\frac{L}{D}\right) \quad (\text{XI},17)$$

Если флегма минимальна, то j неограниченно, а выражение (XI,16) представляет бесконечный ряд. Поскольку $V > L$, а V/D — конечная величина, то бесконечный ряд сходится, давая следующую сумму:

$$\lim_{j \rightarrow \infty} t_{j1} = \frac{1}{1 - (L/V)} \quad (\text{XI},18)$$

Таким образом, сходимость ряда, определяющего значение $v_{j+1,1}/d_i$ [уравнение (XI,15)] при увеличении j доказана, так как каждый член этого ряда меньше соответствующего члена выражения (XI,16). Поэтому сумма ряда, обозначаемая как v_{r1}/d_i , меньше суммы, определяемой уравнением (XI,18). Эти ряды и для каждого из оставшихся компонентов стремятся к пределу по мере неограниченного возрастания j . Однако порядок доказательства, принятый для компонента 1, неприемлем к остальным компонентам, поскольку для некоторых из них (при $K_{ji} < 1$) может оказаться, что $A_{ji} > 1$ (в частности, для компонента c , для которого $K_{jc} < 1$ при всех j). Продолжим доказательство, рассматривая остальные компоненты смеси.

Из определения мольной доли следует, что

$$y_{j+1,1} = 1 - \sum_{i=2}^c y_{j+1,i} \quad (\text{XI},19)$$

При неограниченном увеличении j значения $y_{j+1,1}$ стремятся к пределу, так как

$$y_{j+1,1} = \left(\frac{v_{j+1,1}}{d_1} \right) \left(\frac{d_1}{V} \right)$$

Правая часть уравнения (XI,19) имеет также предел, равный

$$\lim_{j \rightarrow \infty} \sum_{i=2}^c \left(\frac{v_{j+1,i}}{d_i} \right) \left(\frac{d_i}{V} \right) = 1 - \left(\frac{v_{r1}}{d_1} \right) \left(\frac{d_1}{V} \right)$$

Поскольку значения d_i , так же, как и значения V , конечны, то предел

$$\lim_{j \rightarrow \infty} \sum_{i=2}^c \frac{v_{j+1,i}}{d_i}$$

существует, и бесконечные ряды

$$(c-1) = \sum_{i=2}^{\infty} A_{ji} + \sum_{i=2}^{\infty} A_{ji} A_{j+1,i} + \sum_{i=2}^{\infty} A_{ji} A_{j-1,i} A_{j-2,i} + \dots + \dots + \sum_{i=2}^{\infty} A_{ji} A_{j-1,i} \dots A_{j-k,i} + \dots + \sum_{i=2}^{\infty} A_{ji} A_{j-1,i} \dots A_{0,i} + \dots \quad (\text{XI},20)$$

сходятся. Сравнение аналогичного ряда, записанного для компонента, с рядом, определяемым уравнением (XI,20), доказывает сходимость первого, поскольку каждый член этого ряда меньше соответствующего члена уравнения (XI,20). Аналогично доказывается сходимость ряда для каждого из оставшихся компонентов. Таким образом

$$\lim_{j \rightarrow \infty} \left(\frac{v_{j+1,1}}{d_i} \right) = \frac{v_{ri}}{d_i} \quad (\text{для всех } i)$$

Поскольку каждое значение $y_{j+1,1}$ в пределе равно y_{ri} , то температура на тарелках также стремится к постоянному значению (пределу), что следует из уравнения (XI,12). Соответственно A_{ji} имеет предел A_{ri} . Установив это, можно легко получить уравнение (XI,4). При $j = \infty$ уравнение (XI,14) принимает вид

$$\frac{v_{ri}}{d_i} = A_{ri} \left(\frac{v_{ri}}{d_i} \right) + 1 \quad (\text{XI},21)$$

Решая уравнение (XI,21) относительно v_{ri}/d_i , получаем уравнение (XI,4). Поскольку каждый член ряда, определяющего значение $v_{j+1,i}/d_i$, положителен при всех значениях j , v_{ri}/d_i также будет положительным, и поэтому для всех компонентов дистиллята $A_{ri} < 1$.

Приведенное выше доказательство можно распространить и на случай переменных значений L/V . Прежде всего установим, что данное доказательство имеет силу для любых постоянных значений L/V (если $L/V < 1$).

Рассмотрим модель процесса, в котором на первых n тарелках значения A_{ji} — произвольные конечные положительные величины (определяемые, например, уравнениями равновесий и теплового баланса). Для всех значений $j > n$ величины $A_{ji} = A_{ri}$, которые удовлетворяют уравнениям равновесия и теплового баланса для зоны постоянных концентраций. Величина v_{ni}/d_i для первых n тарелок вычисляется как сумма ряда по уравнению (XI,15).

Обозначим эту сумму как M_i , тогда

$$\begin{aligned} \frac{v_{n+1, i}}{d_i} &= A_{ri} \left(\frac{v_{ni}}{d_i} \right) + 1 = 1 + A_{ri} M_i \\ \frac{v_{n+2, i}}{d_i} &= A_{ri} \left(\frac{v_{n+1, i}}{d_i} \right) + 1 = 1 + A_{ri} + A_{ri}^2 M_i \\ &\vdots \\ \frac{v_{n+m, i}}{d_i} &= 1 + A_{ri} + A_{ri}^2 + \dots + A_{ri}^{m-2} + A_{ri}^{m-1} + A_{ri}^m M_i = \frac{1 - A_{ri}^m}{1 - A_{ri}} + A_{ri}^m M_i \end{aligned} \quad (\text{XI}, 22)$$

Так как $A_{ri} < 1$, как это было показано выше, то

$$\lim_{m \rightarrow \infty} \frac{v_{n+m, i}}{d_i} = \frac{1}{1 - A_{ri}}$$

Итак, уравнения для зон постоянных концентраций применимы и к решению задач с переменными значениями L/V .

Доказательство существования нераспределяющихся компонентов. Для определения корректированных (улучшенных) значений d_i и соответствующих им величин b_i необходимо, чтобы эти значения удовлетворяли не только уравнениям для зон постоянных концентраций, но и уравнениям для тарелок, находящихся между этими зонами.

Часто удовлетворить всем уравнениям одновременно возможно только в предположении, что один из компонентов целиком поступает в дистиллят или кубовый продукт (остаток). Доказательство существования нераспределяющегося тяжелого компонента проводится аналогично описанному ранее для простой колонны, причем тяжелый компонент считается нераспределяющимся ($d_i = 0$), если имеется тарелка j , на которой значение v_{ji}/d_i превышает некоторое большое число.

При бесконечном числе тарелок это определение относят к зоне постоянных концентраций. Если при заданных значениях L_r/V_r и T величина $A_{ri} = 1$, то компонент считается нераспределяющимся, так как v_{ri}/d_i становится или бесконечно большим положительным или отрицательным числом.

Итак, если $A_{ji} \geq 1$ для всех тарелок укрепляющей секции, а $S_{ji} < 1$ для всех тарелок исчерпывающей секции, то $d_i = 0$. Допустим, что в укрепляющей секции $A_{ji} = 1$ при всех значениях j ; в исчерпывающей секции $S_{ji} = V_s/L_s$ ($L_s = V_s + B$) для всех значений j , кроме $j = N + 1$ (следовательно, $K_{ji} = 1$ для всех j).

Для кипятильника предположим, что $S_{N+1, i} = V_s/B$. Для зоны постоянных концентраций в исчерпывающей секции величина

l_{si}/b_i определяется при помощи выражения, аналогичного уравнению (XI,15), т. е.

$$\frac{l_{si}}{b_i} = M_i$$

Продолжая расчеты до тарелки питания, получаем:

$$\frac{v_{fi}}{b_i} = \frac{V_s/L_s}{1 - (V_s/L_s)} \quad (\text{XI,23})$$

Отметим, что M_i не входит в это выражение, так как член, его содержащий, стремится в пределе к нулю. Результаты, полученные при расчетах снизу вверх в колонне с конечным числом тарелок, можно представить при помощи уравнения (III,22), причем

$$\begin{aligned} \frac{l_{f-1,i}}{d_i} &= A_{f-1,i} + A_{f-1,i} A_{f-2,i} + A_{f-1,i} A_{f-2,i} A_{f-3,i} + \\ &\quad + \dots + A_{f-1,i} A_{f-2,i} \dots A_{1i} A_{0i} \end{aligned}$$

Очевидно, что при $A_{ji} = 1$ в укрепляющей секции, $l_{f-1,i}/d_i = f$. Подставляя это значение, а также результат, полученный по уравнению (XI,23), в уравнение (III,22) и, переходя к пределу, получим:

$$\lim_{f \rightarrow \infty} \left(\frac{d_i}{b_i} \right) = \lim_{f \rightarrow \infty} \left| \frac{\frac{V_s/L_s}{1 - V_s/L_s} + \frac{v_{fi}}{FX_i}}{f + \frac{l_{fi}}{FX_i}} \right| = 0 \quad (\text{XI,24})$$

Так как B — конечная величина, то b_i также конечна, и поэтому $d_i = 0$. Распространение этого доказательства на задачи с переменным значением L/V проводится аналогично тому, как сделано при доказательстве существования зон постоянных концентраций.

Метод сходимости. После получения рассчитанных значений b_i/d_i для распределяющихся компонентов θ -метод применяют обычным путем. Составы вычисляют по уравнениям (VI,3)–(VI,7); в отношении нераспределяющихся компонентов сохраняется методика, описанная в главе VI. После определения составов рассчитывают соответствующие температуры.

Тепловые балансы. Тепловую нагрузку на дефлегматор следует определять до расчета мольных потоков между двумя зонами постоянных концентраций.

Потоки по колонне следует находить сочетанием метода постоянного состава и Q -метода составления тепловых балансов:

$$Q_e = L_0 [H(x_0)_1 - h_0] + D [H(X_D)_1 - H_D] \quad (\text{XI,25a})$$

Для тарелок между двумя зонами постоянных концентраций

$$L_r = \frac{D [H_D - H(X_D)_r] + Q_e}{[H(x_r)_r - h_r]} \quad (\text{XI},25\alpha)$$

$$L_j = \frac{D [H_D - H(X_D)_{j+1}] + Q_e + \sum_{k=r}^{j-1} Q_k}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} \quad r+1 \leq j \leq f-2 \quad (\text{XI},25\beta)$$

$$L_{f-1} = \frac{D [H_D + H(X_D)_f] + Q_e + V_F [H(y_F)_f - H_F] + \sum_{k=r}^{f-2} Q_k}{[H(x_{f-1})_f - h_{f-1}]} \quad (\text{XI},25\gamma)$$

$$L_j = \frac{D [H_D - H(X_D)_{j+1}] + Q_e - F [H - H(X_{j+1})] + \sum_{k=r}^{j-1} Q_k}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} \quad f \leq j \leq s-1 \quad (\text{XI},25\delta)$$

Потоки пара определяют при помощи материальных балансов:

$$V_j = L_{j-1} + D \quad r \leq j \leq f-1 \quad (\text{XI},26\alpha)$$

(отметим, что $L_{r-1} = L_r$)

$$\bar{V}_f = L_{f-1} + D \quad (\text{XI},26\beta)$$

$$V_f = \bar{V}_f - B \quad (\text{XI},26\beta)$$

$$V_j = L_{j-1} - B \quad f+1 \leq j \leq s \quad (L_{s-1} = L_s) \quad (\text{XI},26\gamma)$$

При заданных условиях расчеты начинаются с верха колонны, как это видно из уравнений (XI,25а)–(XI,25е). Определив нагрузку на промежуточные холодильники (или нагреватели) для зоны постоянных концентраций в исчерпывающей секции и для тарелок, расположенных выше нее по уравнению общего теплового баланса

$$Q_R = DH_D + Bh_B + Q_e + \sum_{k=r}^s Q_k - FH \quad (\text{XI},27)$$

вычисляют общую нагрузку на кипятильник и на тарелки, находящиеся между ним и зоной постоянных концентраций в исчерпывающей секции.

Решение частных случаев. Если все компоненты — распределяющиеся, то зоны постоянных концентраций в укрепляющей и исчерпывающей секциях примыкают к тарелке питания. Способ решения такой частной задачи был опубликован ранее⁸.

Условия для примеров XI-1–XI-3 приведены ниже (см. также табл. 63).

Примеры XI-1—XI-3. Давление в колонне 28 ат, дефлегматор — парциальный, агрегатное состояние питания — жидкость при температуре кипения. Начальный температурный профиль — линейный между 122—138° С. Начальные потоки пара $V_j = V_1$ для всех j . $V_{\min} = 5$, $V_{\max} = 250$.

ТАБЛИЦА 63
Условия для примеров XI-1—XI-3

Компонент	$F X$	При- мер	V_1	D
С ₃ H ₈	20	XI-1	150	40
изо-C ₄	20	XI-2	55	40
н-C ₄	20	XI-3	200	60
изо-C ₅	20			
н-C ₅	20			

Температурные профили и потоки пара для примера XI-1 приведены в табл. 64 и 65. Пример XI-2 решен (решение показывает, что все компоненты являются распределяющимися) при помощи общей методики, изложенной в данной главе, причем эти результаты (табл. 66, 67) идентичны тем, которые описаны в литературе⁸.

ТАБЛИЦА 64
Температуры и потоки пара, полученные при решении примера XI-1
(решение показывает, что компоненты 1, 4 и 5 нераспределяющиеся)

№ тарелки	№ приближения				
	5	10	15	20	20
Температурные профили					
0 (дистиляйт)	103,10	103,13	103,14	103,14	—
r	118,40	118,30	118,27	118,26	154,388
$r + 1$	118,60	118,32	118,27	118,26	151,388
$r + 2$	118,95	118,35	118,28	118,27	151,387
$r + 3$	119,54	118,99	118,30	118,27	151,385
f (питание)	133,49	133,60	133,25	133,35	136,562
$s - 2$	142,57	143,13	143,28	143,25	151,374
$s - 1$	142,98	143,19	143,24	143,25	151,377
s	143,04	143,23	143,26	143,27	151,380
$N + 1$ (кубовый остаток)	161,82	161,78	161,77	161,77	
Потоки пара					
D' рассчитанное	40,034	40 00000	39,9992	39,99997	
θ	1,0042	0,999999	0,999896	0,999996	
Нераспределяющиеся компоненты	1, 4, 5	1, 4, 5	1, 4, 5	1, 4, 5	

ТАБЛИЦА 65

Составы продуктов разделения для примера XI-1
 (приближение двадцатое)

Компонент	<i>d</i>	<i>b</i>	Компонент	<i>d</i>	<i>b</i>
C ₃ H ₈	20	0,0	изо-C ₅	0,0	20
изо-C ₄	14,575759	5,4242396	н-C ₅	0,0	20
н-C ₄	5,4242396	14,575759			

ТАБЛИЦА 66

Решение примера XI-2

№ тарелки	№ приближения		
	5	10	10
Температурные профили			
0 (дистиллят)	123,03	122,98	—
<i>r</i>	130,77	130,76	54,706
<i>r</i> + 1	130,77	130,73	54,706
<i>r</i> + 2	130,77	130,73	54,706
<i>r</i> + 3	130,77	130,73	54,706
<i>f</i> (питание)	130,76	130,73	54,706
<i>s</i> — 2	130,74	130,73	54,706
<i>s</i> — 1	130,74	130,73	54,706
<i>s</i>	130,74	130,73	54,706
<i>N</i> + 1 (кубовый остаток)	151,22	151,27	
Потоки пара			
<i>D</i> (рассчитанное)	39,983	39,99995	
θ	0,9990	0,999997	
Распределяющиеся компоненты	Все	Все	

ТАБЛИЦА 67

Составы продуктов разделения для примера XI-2
 (приближение десятое)

Компонент	<i>a</i>	<i>b</i>	Компонент	<i>a</i>	<i>b</i>
C ₃ H ₈	17,168039	2,831960	изо-C ₅	3,440505	16,559494
изо-C ₄	9,501945	10,498054	н-C ₅	2,527875	17,472125
н-C ₄	7,361634	12,638365			

Если все компоненты являются нераспределяющимися (идеальное разделение) или имеется только один распределяющийся компонент, решение этой частной задачи получается при одновременном решении каждой из двух пар уравнений, выведенных ниже. Эти уравнения получаются при адиабатических условиях работы всех тарелок между соответствующими зонами постоянных концентраций и верхом или низом колонны. С целью упрощения рассматривается случай, когда отсутствуют однофазные легкие или тяжелые компоненты. Поскольку в зоне постоянной концентрации пар и жидкость в любом сечении колонны находятся в равновесии, то из уравнения (XI,4) следует, что

$$\frac{l_{ri}}{d_i} = \frac{A_{ri}}{1 - A_{ri}} \quad (\text{XI},28)$$

или после преобразования

$$x_{ri} = \frac{X_{Di}}{1 - \psi_r (1 - K_{ri})} \quad (\text{XI},29)$$

Здесь $\psi_r = V_r / D_r$.

Суммируя левые и правые части уравнений (XI,29) по всем компонентам, получим следующую функцию, характеризующую условия протекания процесса в зоне постоянных концентраций укрепляющей секции:

$$P_1(\psi_r, T_r) = \sum_{i=1}^c \frac{X_{Di}}{1 - \psi_r (1 - K_{ri})} - 1 \quad (\text{XI},30)$$

Ясно, что $X_{Di} = 0$ для всех распределяющихся тяжелых компонентов. Тепловой баланс верха колонны, записанный для некоторого сечения в зоне постоянных концентраций, имеет следующий вид:

$$L_r [H(x_r)_r - h_r] + D [H(X_D)_r - H_D] - Q_c = 0 \quad (\text{XI},31)$$

причем Q_c определяется по уравнению (XI,25а).

Напомним, что

$$H(x_r)_r - h_r = \sum_{i=1}^c (H_{ri} - h_{ri}) x_{ri} = \sum_{i=1}^c \lambda_{ri} x_{ri}$$

Член x_{ri} из этого уравнения можно исключить при помощи уравнения (XI,29). Подставляя полученное выражение в уравнение (XI,31) и преобразуя его, получаем:

$$P_2(\psi_r, T_r) = (1 - \psi_r) \sum_{i=1}^c \frac{\lambda_{ri} X_{Di}}{1 - \psi_r (1 - K_{ri})} + \left[H(X_D)_r - H_D - \frac{Q_c}{D} \right] \quad (\text{XI},32)$$

Соотношения (XI,30) и (XI,32) являются уравнениями с двумя неизвестными: ψ_r и T_r . Искомым решением являются такие положительные значения ψ_r и T_r , которые дают $P_1 = P_2 = 0$, а также удовлетворяют условиям:

$$1 < \psi_r < \frac{1}{1 - K_{rh}}$$

$$T_{\text{т.р.}} < T_r < T_h$$

Функция P_1 имеет два тривиальных решения: одно $\psi_r = 0$ (для любого T_r) и другое — $\psi_r = 1$ (для $T_r = T_{\text{т.р.}}$). Искомое значение ψ_r представляет собой положительный корень функции P_1 , который лежит между $\psi_r = 1$ и $\psi_r = 1/(1 - K_{rh})$. Для того чтобы функция P_1 имела такой положительный корень, принятое значение T_r должно лежать между $T_{\text{т.р.}}$ и T_h . Поведение функции P_1 в окрестности искомого положительного корня показано на рис. XI-2. Функции P_1 и P_2 аналогичны в общем виде функциям материального баланса и теплового баланса для адиабатического однократного испарения (см. главу II). Уравнения (XI,30) и (XI,32) можно решить относительно ψ_r и T_r при помощи итераций (способом Ньютона — Рафсона или способом интерполирования), если все принятые значения переменных удовлетворяют указанным неравенствам.

Аналогичным образом получаем приводимые ниже уравнения для зоны постоянных концентраций исчерпывающей секции:

$$p_1(\psi_s, T_s) = \sum_{i=1}^c \frac{x_{Bi}}{1 - \psi_s(K_{si} - 1)} - 1 \quad (\text{XI,33})$$

причем $\psi_s = V_s/B$.

Необходимо помнить, что $x_{Bi} = 0$ для всех нераспределющихся легких компонентов в данном и других уравнениях для указанной зоны. Функция теплового баланса для этой зоны имеет следующий вид:

$$p_2(\psi_s, T_s) = (\psi_s + 1) \sum_{i=1}^c \frac{\lambda_{si} x_{Bi}}{1 - \psi_s(K_{si} - 1)} - \left[h_B - H(x_B)_s - \frac{Q_R}{B} \right] \quad (\text{XI,34})$$

Определив Q_R , решают уравнения (XI,33) и (XI,34) способом Ньютона — Рафсона или интерполированием.

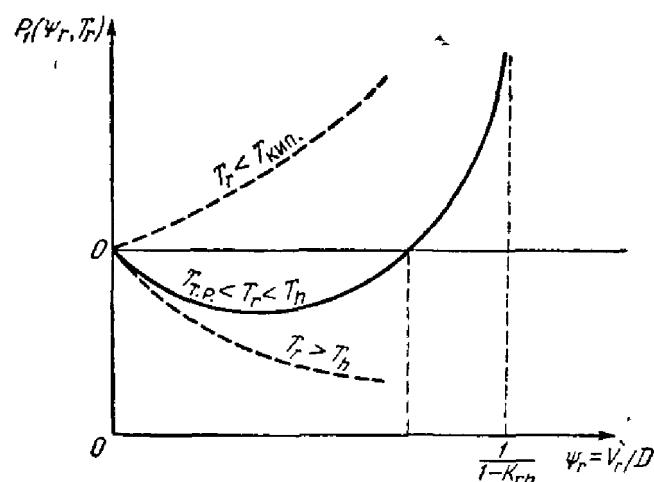


Рис. XI-2. График функции P_1 .

Искомые положительные корни ψ_s и T_s должны давать $p_1 = p_2 = 0$ и удовлетворять условиям:

$$0 < \psi_s < \frac{1}{K_{sl} - 1}$$

$$T_l < T_s < T_k$$

Найденные решения (ψ_r , T_r , ψ_s , T_s) определяют классификацию компонентов. Если получается, что распределяющимся является только один компонент, то полученное решение правильно; в противном случае необходимо вернуться к общей методике расчета.

Если заданы условия, согласно которым количество дистиллята

$$D = \sum_{i=1}^k FX_i \quad k < c \quad (\text{XI},35)$$

должно быть равно сумме значений FX_i для первых k компонентов (нумеруются в порядке уменьшения летучести), то такой частный случай разделения возможно получить, только применяя неограниченно большое число тарелок. Разделение смеси считается идеальным, если компоненты от $i = 1$ до $i = k$ являются легкими нераспределяющимися компонентами:

$$d_i = FX_i \quad i = 1, 2, \dots, k \quad (\text{XI},36)$$

и компоненты от $i = k$ до $i = c$ — тяжелыми нераспределяющими компонентами:

$$b_i = FX_i \quad i = k+1, k+2, \dots, c \quad (\text{XI},37)$$

Ниже показано, что при идеальном разделении многокомпонентных смесей в отличие от бинарных никаких дополнительных зон (кроме зон, примыкающих к тарелке питания) постоянных концентраций вверху и внизу колонны не существует. При идеальном разделении многокомпонентных смесей условия протекания процесса в зонах постоянных концентраций укрепляющей и исчерпывающей секций получают по уравнениям (XI,30), (XI,32) — (XI,34). Правильность утверждения, что для многокомпонентных смесей отсутствуют дополнительные зоны постоянных концентраций, доказывается методом от противного. Допустим, что у верха колонны существует зона постоянных концентраций, тогда можно написать следующие соотношения:

$$\begin{aligned} X_{Di} &= y_{0i} = y_{1i} = y_{2i} = \dots \\ x_{0i} &= x_{1i} = x_{2i} = \dots \\ V_1 &= V_2 = V_3 = \dots \\ L_0 &= L_1 = L_2 = \dots \end{aligned} \quad (\text{XI},38)$$

Уравнение материального баланса для дефлегматора имеет вид

$$V_1 y_{0i} = L_0 x_{0i} + D X_{Di} \quad (\text{XI},39)$$

Поскольку $X_{Di} = y_{0i} = K_{0i} x_{0i}$, то уравнение (XI,39) можно свести к $(V_1 - D) (K_{0i}) = L_0$;

$$V_1 - D = L_0, \text{ поэтому}$$

$$K_{0i} = 1 \quad (\text{XI},40)$$

Полученный результат противоречит тому, что дистиллят покидает колонну в виде пара при температуре точки росы. Действительно, из уравнения (XI,12) следует, что некоторые значения K_i должны быть меньше единицы, а остальные — большие единицы (за исключением только одного компонента, который может иметь значение K , равное единице). Аналогично проводится доказательство для колонны с полным дефлегмататором. Таким же образом доказывается невозможность существования зон постоянных концентраций куба колонны.

Примеры расчета

Описанная выше общая методика позволяет успешно решать самые разнообразные задачи⁹. Рассмотрим простую задачу (см. табл. 63) с различными условиями разделения. В примере XI-1 — три нераспределяющиеся компонента, в примере XI-2 — все компоненты распределяющиеся, в примере XI-3, наоборот, все компоненты нераспределяющиеся. Решения приведены в табл. 64—68.

В данных примерах температуры дистиллята и кубового остатка определены с точностью до четвертого или пятого знака в результате пяти или десяти приближений. Такая точность в отношении температур продуктовых фракций обеспечивает соответствующую точность в определении состава продуктов разделения, что является главной целью общей методики расчета. Однако для того чтобы получить такую же точность определения температуры в зонах постоянных концентраций, потребовалось несколько дополнительных приближений, что объясняется недостаточным количеством тарелок между зонами.

Когда все компоненты являются нераспределяющимися, значение θ берется равным единице во всех уравнениях, куда входит это значение. Из результатов, приведенных в табл. 64—68, ясно, что сходимость задач возрастает при увеличении числа распределяющихся компонентов смеси.

Для того чтобы определить влияние числа тарелок, принятых для начала итераций на скорость сходимости, были решены три примера. В одних случаях между зонами постоянных концентраций

ТАБЛИЦА 68

Решение примера XI-3

№ тарелки	№ приближения					
	5	10	25	См. *	25	См. *
Температурные профили						Потоки пара
(0 дистиллят)	114,19	113,89	113,89	113,89	—	—
r	152,30	140,14	123,78	123,52	203,416	206,403
r+1	152,30	140,20	123,79	—	203,416	—
r+2	152,30	140,30	123,80	—	203,398	—
r+3	152,30	140,45	123,81	—	203,382	—
f (питание)	152,70	142,42	140,13	—	182,391	—
s-2	159,87	156,63	171,90	—	207,754	—
s-1	160,12	156,80	172,02	—	205,181	—
s	160,23	156,89	172,06	178,23	205,181	201,452
N+1 (кубовый остаток)	179,67	179,40	179,40	179,40		
D (расчитанное)	69,95	60,00000	60,00000	—		
θ	77,96	1,000000	1,000000	—		
Нераспределяющиеся компоненты	1, 2, 3	Все	Все	—		

* Получено решением по методике, разработанной для частных случаев.

ТАБЛИЦА 69

Число приближений (необходимых для нахождения разницы менее чем 0,003 °С для температур, получаемых после каждого последовательного приближения) в зависимости от начального числа тарелок

Пример	Начальное число тарелок	
	10	102
XI-1 (компоненты 1, 4, 5 нераспределяющиеся)	20	15
XI-2 (все компоненты распределяющиеся)	9	24
XI-3 (все компоненты нераспределяющиеся)	60	50

принято 10 тарелок, в других — 102 тарелки. Результаты, приведенные в табл. 69, показывают, что число тарелок слабо сказывается на скорости сходимости.

Сложные колонны

Описанные выше методики расчета простых колонн при минимальной флегме можно распространить и на сложные колонны. Ниже приведены методики для случая, когда колонна снабжена одной тарелкой питания и одной тарелкой бокового отбора (наряду с дистиллятом и кубовым остатком). Рассмотрены два случая отбора бокового потока W_1 ; в первом — зона постоянных концентраций находится между тарелкой питания и тарелкой бокового отбора, а во втором — выше тарелки бокового отбора. Кроме того, описана методика расчета для колонн, имеющих более одной тарелки питания, причем предусматривается минимизация погрешности вычисления (округления).

Заданными условиями расчета являются: L_0 , D_0 , W_1 и бесконечное число тарелок как в укрепляющей, так и в исчерпывающей секциях. Кроме того, заданы тип дефлектиора, давление в колонне, количество, состав и агрегатное состояние питания. Требуется рассчитать состав продуктов разделения. Расчет процесса в сложных колоннах при минимальной флегме проводят по методике независимого определения концентраций в сочетании

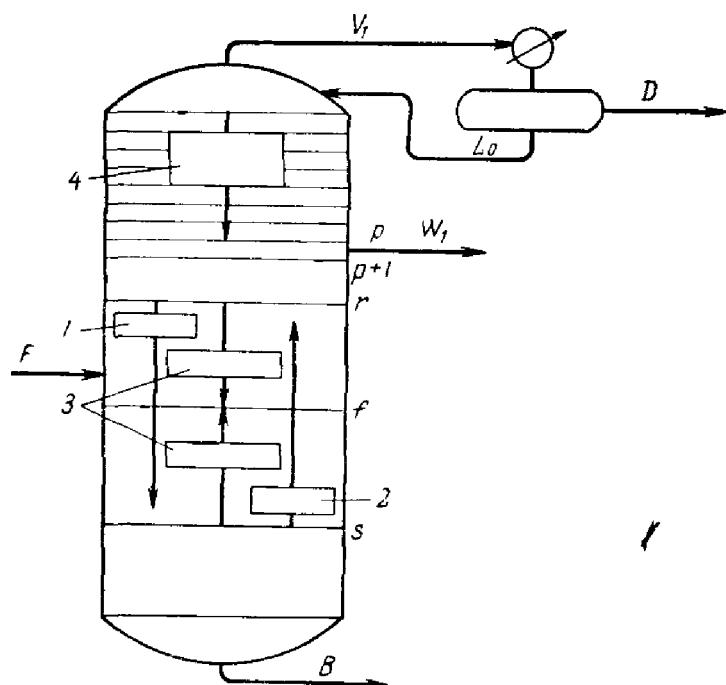


Рис. XI-3. Направление расчётов для случая, когда боковой отбор отстоит от верха колонны на конечное число тарелок:

1 — нераспределющиеся легкие компоненты; 2 — нераспределющиеся тяжелые компоненты; 3 — распределющиеся компоненты; 4 — распределющиеся и нераспределющиеся легкие компоненты.

с θ -методом сходимости^{7, 10}. Наличие неограниченного числа тарелок и является единственным отличием данной методики от описанной ранее для сложных колонн.

Вариант 1. Между местом отбора бокового потока и верхом колонны находится конечное число тарелок. Схема расчета колонны показана на рис. XI-3. В этом случае справедливы следующие уравнения материальных балансов:

Для укрепляющей секции

$$\frac{l_{0i}}{d_i} = A_{0i} \quad (\text{XI.41a})$$

$$\frac{v_{1i}}{d_i} = A_{0i} + 1 \quad (\text{баланс для дефлегматора}) \quad (\text{XI.41б})$$

$$\frac{v_{ji}}{d_i} = A_{j-1, i} \left(\frac{v_{j-1, i}}{d_i} \right) + 1 \quad 2 \leq j \leq p \quad (\text{XI.41в})$$

$$\frac{l_{pi}}{d_i} = A_{pi} \left(\frac{v_{pi}}{d_i} \right) \quad \frac{w_{1i}}{d_i} = \left(\frac{W_1}{L_p} \right) \left(\frac{l_{pi}}{d_i} \right) \quad (\text{XI.41г})$$

$$\frac{v_{ri}}{d_i + w_{1i}} = \frac{1}{1 - A_{ri}} \quad \text{или} \quad \frac{v_{ri}}{d_i} = \frac{C_{1i}}{1 - A_{ri}} \quad (\text{XI.41д})$$

$$\frac{v_{j+1, i}}{d_i} = A_{ji} \left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right) + C_{1i} \quad r \leq j \leq j-2 \quad (\text{XI.41е})$$

$$\frac{\bar{v}_{fi}}{d_i} = A_{f-1, i} \left(\frac{v_{f-1, i}}{d_i} \right) + C_{1i} \quad (\text{XI.41ж})$$

Здесь

$$C_{1i} = 1 + \frac{w_{1i}}{d_i}$$

Для исчерпывающей секции

$$\frac{l_{Ni}}{b_i} = S_{N+1, i} + 1 \quad (\text{баланс для кипятильника}) \quad (\text{XI.42а})$$

$$\frac{l_{si}}{b_i} = \frac{1}{1 - S_{si}} \quad (\text{XI.42б})$$

$$\frac{l_{j-1, i}}{b_i} = S_{ji} \left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right) + 1 \quad f+1 \leq j \leq s \quad (\text{XI.42в})$$

$$\frac{\bar{l}_{f-1, i}}{b_i} = S_{fi} \left(\frac{l_{fi}}{b_i} \right) + 1 \quad (\text{XI.42г})$$

Уравнение для укрепляющей секции записывается для тяжелого ключевого и более легких компонентов. Для нераспределяющихся тяжелых компонентов

$$d_i + w_{1i} = 0 \quad (\text{XI.43})$$

Количества нераспределяющихся тяжелых компонентов в исчерпывающей секции рассчитывают по уравнениям (XI,42а)–(XI,42г); для укрепляющей секции применяют уравнения, приведенные в данной главе для простых колонн. Количество нераспределяющегося легкого компонента ($b_i = 0$) в укрепляющей секции вычисляют по уравнению (XI,41); для исчерпывающей секции можно получить уравнения, аналогичные приведенным выше для простых колонн при минимальной флегме. Для данного частного случая сложных колонн $d_i = FX_i/C_{1,i}$, в то время как для простых колонн $d_i = FX_i$ (здесь $C_{j,i} = 1 + w_{1,i}/b_i$).

Приведенная ниже формула расчета значений b_i/d_i для любого распределяющегося компонента выводится аналогично описанному в главах III и VII:

$$\frac{b_i}{d_i} = \frac{(l_{f-1,i}/d_i) + C_{1,i}(l_{F,i}/FX_i)}{(v_{fi}/b_i) + (v_{Fi}/FX_i)} \quad (\text{XI,44})$$

Вычислив величины b_i/d_i и $w_{1,i}/d_i$, применяют θ -метод в соответствии с указаниями, приведенными в главе VII для сложных колонн. Составы рассчитывают по формулам, приведенным в главе VI.

Тепловые балансы. После определения l_{pi} по уравнению (XI,41г) рассчитывают $v_{p+1,i}$:

$$v_{p+1,i} = l_{pi} + d_i$$

Температуру на тарелке ($p + 1$) определяют по точке росы. Ниже приведены уравнения теплового баланса для верхней части колонны (применяются метод постоянного состава и Q -метод):

$$Q_e = L_0 [H(x_0)_1 - h_0] + D [H(X_D)_1 - H_D] \quad (\text{XI,45a})$$

$$L_1 = \frac{D [H_D - H(X_D)_2] + Q_e}{[H(x_1)_2 - h_1]} \quad (\text{XI,45б})$$

$$L_j = \frac{D [H_D - H(X_D)_{j+1}] + Q_e + \sum_{k=1}^{j-1} Q_k}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} \quad 2 \leq j \leq p \quad (\text{XI,45в})$$

$$L_r = \frac{D [H_D - H(X_D)_r] + W_1 (h_p - H(x_p)_r) + Q_e + \sum_{k=1}^p Q_k}{[H(x_r)_r - h_r]} \quad (\text{XI,45г})$$

$$L_j = \frac{D [H_D - H(X_D)_{j+1}] + W_1 [h_p - H(x_j)_{j+1}] + Q_e}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} + \frac{\sum_{k=1}^p Q_k + \sum_{k=r}^{j-1} Q_k}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} \quad r \leq j \leq f-2 \quad (\text{XI,45д})$$

$$L_{f-1} = \frac{D [H_D - H(X_D)_f] + W_1 [h_p - H(x_{f-1})_f]}{[H(x_{f-1})_f - h_{f-1}]} + \\ + \frac{V_F [H(u_F)_f - H_j] + Q_e + \sum_{k=1}^p Q_k + \sum_{k=r}^{f-2} Q_k}{[H(x_{f-1})_f - h_{f-1}]} \quad (\text{XI.45e})$$

$$L_j = \frac{D [H_D - H(X_D)_{j+1}] + W_1 [h_p - H(x_j)_{j+1}]}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} - \\ - \frac{F [H - H(X)_{j+1}] + Q_e + \sum_{k=1}^p Q_k + \sum_{k=r}^{f-2} Q_k}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} \quad f \leq j \leq s-1 \quad (\text{XI.45ж})$$

Величина потока жидкости корректируется в заданных пределах при помощи Q -метода.

Частные случаи решения. Описанная ниже методика применяется в случае, когда все компоненты или все, за исключением одного, являются нераспределяющимися (они появляются при расчете D и W_1 или B). Уравнение материального баланса

$$(w_{1i})_{co} + (d_i)_{co} = FX_i - (b_i)_{co} \quad (\text{XI.46})$$

можно решить относительно

$$(d_i)_{co} = \frac{FX_i - (b_i)_{co}}{1 + \theta_1 (w_{1i}/d_i)_{ca}} \quad (\text{XI.47})$$

Отметим, что $(b_i)_{co}$ равны нулю для всех компонентов, за исключением одного распределяющегося, для которого величина $(b_i)_{co}$ известна. Таким образом, функция

$$g_0(\theta_1) = \sum_{i=1}^c (d_i)_{co} - D \quad (\text{XI.48})$$

зависит только от θ_1 .

Для систем с одним распределяющимся компонентом значение θ_0 рассчитывают, исходя из определения θ [уравнение (VII.1)]. Когда все компоненты являются нераспределяющимися, $\theta_0 = 1$. Для каждого тяжелого распределяющегося компонента значение $(d_i)_{co}$ принимается равным нулю как в уравнении (X.48), так и в приводимых ниже уравнениях для зоны постоянных концентраций укрепляющейся секции.

Поскольку значения w_{1i} и d_i для нераспределяющихся легких компонентов (или для нераспределяющихся легких компонентов и одного распределяющегося) не зависят от условий в зонах постоянных концентраций укрепляющей и исчерпывающей секций, то корректирование составов D и W_1 можно проводить путем расчета только верхней части колонны [тарелки $(0 - p)$]. Зна-

чения θ_1 после нескольких итераций определяют по уравнению (X,48). Решение для верхней части колонны заканчивают, получив значение $\theta_1 = 1$.

Затем определяют условия протекания процесса в зонах постоянных концентраций. Для зоны постоянных концентраций укрепляющей секции исходные корни ψ_r и T_r представляют собой положительные числа, при которых $p_1 = p_2 = 0$. Функции p_1 и p_2 определяются следующим образом:

$$P_1(\psi_r, T_r) = \frac{\sum_{i=1}^c (d_i + w_{1i}) / (D + W_1)}{1 - \psi_r (1 - K_{ri})} - 1 \quad (\text{XI},49)$$

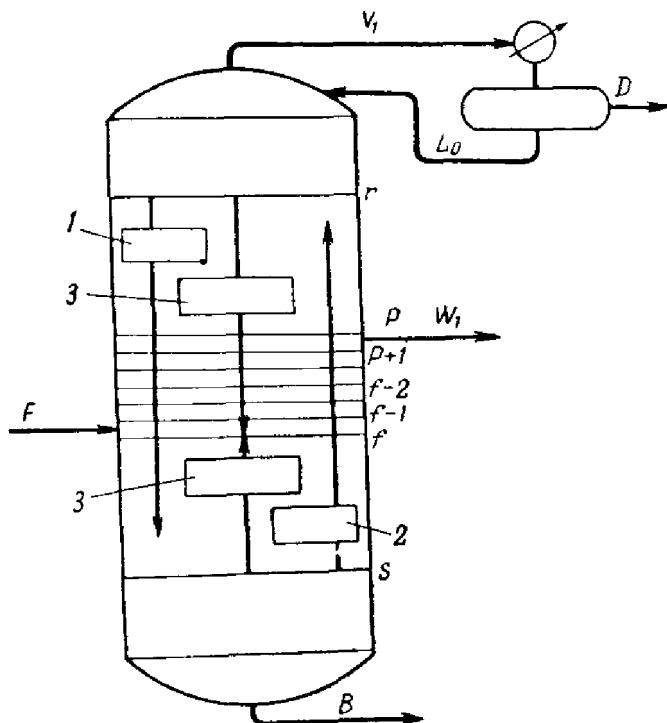


Рис. XI-4. Направление расчетов для случая, когда боковой отбор отстоит от тарелки питания на конечное число тарелок:

1 — нераспределяющиеся легкие компоненты;
2 — нераспределяющиеся тяжелые компоненты;
3 — распределяющиеся компоненты.

$$P_2(\psi_r, T_r) = (\psi_r - 1) \sum_{i=1}^c \frac{(d_i + w_{1i}) / (D + W_1) \lambda_{ri}}{1 - \psi_r (1 - K_{ri})} + \\ + \left(\frac{D}{D + W_2} \right) [H(X_D)_r - H_D] + \frac{W_1}{D + W_1} [H(x_p)_r - h_p] - \frac{Q_c}{D + W_1} \quad (\text{XI},50)$$

Здесь

$$\psi_r = \frac{V_r}{D + W_1}$$

Необходимо проверять, что для нераспределяющихся тяжелых компонентов $d_i + w_{1i} = 0$.

Вариант 2. Между питанием и боковым отбором находится конечное число тарелок. Схема расчета колонны показана на рис. XI-4. Материальный баланс для исчерпывающей секции дают уравнения (XI,42а)–(XI,42г).

Уравнения материального баланса для укрепляющей секции имеют следующий вид:

$$\frac{l_{0i}}{d_i} = A_{0i} \quad (\text{XI},51\alpha)$$

$$\frac{v_{1i}}{d_i} = A_{0i} + 1 \quad (\text{XI},51\beta)$$

$$\frac{v_{ri}}{d_i} = \frac{1}{1 - A_{ri}} \quad (\text{XI.51в})$$

$$\frac{v_{j+1, i}}{d_i} = A_{ji} \left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right) + 1 \quad r \leq j \leq p \quad (\text{XI.51г})$$

$$\frac{l_{pi}}{d_i} = A_{ji} \left(\frac{v_{pi}}{d_i} \right), \quad \frac{w_{1i}}{d_i} = \left(\frac{W_1}{L_p} \right) \left(\frac{l_{pi}}{d_i} \right) \quad (\text{XI.51д})$$

$$\frac{v_{j+1, i}}{d_i} = A_{ji} \left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right) + C_{1i} \quad p+1 \leq j \leq f-2 \quad (\text{XI.51е})$$

$$\frac{\bar{v}_{fi}}{d_i} = A_{f-1, i} \left(\frac{v_{f-1, i}}{d_i} \right) + C_{1i} \quad (\text{XI.51ж})$$

Уравнения (XI.42а)–(XI.42г) и (XI.51а)–(XI.51ж) применяются для всех компонентов. Для нераспределющегося легкого компонента расчеты проводят сверху вниз по уравнениям (XI.51а)–(XI.51ж), продолжая их до зоны постоянных концентраций исчерпывающей секции.

Для нераспределющегося тяжелого компонента расчеты проводят снизу вверх до тарелки питания в соответствии с уравнениями (XI.42а)–(XI.42г). При расчете укрепляющей секции до тарелки r используют уравнения, приведенные ниже.

$$\frac{l_{f-1, i}}{b_i} = \left(\frac{v_{fi}}{b_i} + \frac{v_{Fi}}{b_i} \right) - \frac{w_{1i}}{b_i} \quad (\text{XI.52а})$$

$$\frac{l_{ji}}{b_i} = S_{j+1, i} \left(\frac{l_{j+1, i}}{b_i} \right) - \frac{w_{1i}}{b_i} \quad p+1 \leq j \leq f-2 \quad (\text{XI.52б})$$

$$\frac{l_{pi}}{b_i} = S_{p+1, i} \left(\frac{l_{p+1, i}}{b_i} \right) \quad (\text{XI.52в})$$

$$\frac{w_{1i}}{b_i} = \left(\frac{W_1}{L_p} \right) \left(\frac{l_{pi}}{b_i} \right) \quad (\text{XI.52г})$$

$$\frac{l_{ji}}{b_i} = S_{j+1, i} \left(\frac{l_{j+1, i}}{b_i} \right) \quad f \leq j \leq p-1 \quad (\text{XI.52д})$$

Однако до применения уравнений (XI.52а)–(XI.52д) следует определить значение w_{1i}/b_i по следующей зависимости:

$$\frac{w_{1i}}{b_i} = \frac{\Phi_i [(v_{fi}/b_i) + (v_{Fi}/FX_i)]}{(L_p/W_1) + \Phi_i (l_{Fi}/FX_i) + \Phi_i} \quad (\text{XI.53})$$

Здесь

$$\Psi_i = S_{p+1, i} S_{p+2, i} \dots S_{f-2, i} S_{f-1, i}$$

$$\Phi_i = S_{p+1, i} + S_{p+1, i} S_{p+2, i} + \dots + S_{p+1, i} S_{p+2, i} \dots S_{f-3, i} S_{f-2, i}$$

Вычислив w_{1i}/b_i по уравнению (XI,53) и определив количество компонента в кубовом продукте

$$b_i = \frac{F X_i}{1 + (w_{1i}/b_i)} \quad (\text{XI},54)$$

по уравнениям (XI,52а)–(XI,52д), рассчитывают количества нераспределенного тяжелого компонента в укрепляющей секции.

При определении числа тарелок между двумя зонами постоянных концентраций применяют методику, аналогичную описанной для простых колонн. Однако надо проверять, находится ли зона постоянных концентраций выше тарелки p .

Примеры расчета

Ниже приведены условия для примеров XI-4–XI-6 (см. также табл. 70).

Примеры XI-4–XI-6^{9,11}. Во всех примерах давление в колонне 20 ат, дефлегматор — парциальный, питание — жидкость при температуре кипения. Начальный температурный профиль — линейный между 122–138° С. Начальные потоки паров $V_j = V_1$ для всех j . Во всех примерах $V_{\min} = 5$ и $V_{\max} = 250$. В примерах XI-4 и XI-5 жидкий боковой поток отводится с тарелки № 5 (порядокnumерации сверху вниз), в примере XI-6 он отводится на пять тарелок выше тарелки питания.

ТАБЛИЦА 70

Условия для примеров XI-4 — XI-6

Компонент	$F X$	Пример	Условия		
			V_1	D	W_1
C_3H_8	20	XI-4	150	30	20
изо- C_4	20	XI-5	200	20	40
$n-C_4$	20	XI-6	100	30	15
изо- C_5	20				
$n-C_5$	20				

В табл. 71–76 приведены результаты решения трех примеров расчета по данной методике.

ТАБЛИЦА 71

**Температуры и потоки пара, полученные при решении примера XI-4
(W_1 отводится с тарелки №5)**

№ тарелки	№ приближения			
	5	15	26	26
Температурные профили*				Потоки пара
0 (дистиллят)	98,38	99,60	99,60	—
5 (тарелка p)	115,98	116,39	116,40	151,74
r	127,18	119,16	119,00	151,79
$r+1$	137,22	119,15	118,97	151,79
$r+2$	127,50	119,25	118,97	151,79
f (питание)	140,80	136,40	136,35	135,59
$s-2$	148,79	145,55	145,54	149,83
$s-1$	149,01	145,53	145,50	149,83
s	149,15	145,55	145,50	149,83
$N+1$ (кубовый остаток)	169,88	169,57	169,57	—
D (рассчитанное)	30,885	29,995	30,000	—
W_1 (рассчитанное)	1,89720	0,99711	0,99999	—
Распределяющиеся компоненты	22,213 0,99971	19,988 1,00003	20,000 0,99999	—
	3	2,3	2,3	—

* Взяты средние величины.

ТАБЛИЦА 72

**Составы продуктов разделения для примера XI-4
(приближение двадцать шестое)**

Компонент	d	b	W_1	Компонент	d	b	W_1
C_3H_8	16,9733	0,0	3,0267	<i>изо</i> - C_5	0,0	20,0000	0,0
<i>изо</i> - C_4	9,9048	0,7052	9,3850	<i>н</i> - C_5	0,0	20,0000	0,0
<i>н</i> - C_4	3,1169	9,2948	7,5883				

ТАБЛИЦА 73

Температуры и потоки пара, полученные при решении примера XI-5
(W_1 отводится с тарелки № 5)

№ тарелки	№ приближения					
	5	10	25	См. *	25	См. *
Температурные профили						
0 (дистиллят)	91,54	91,59	91,59	91,59	—	—
5 (тарелка p)	118,39	118,37	118,37	200,56	—	—
r	129,60	126,27	123,38	123,97	202,47	202,50
$r+1$	129,66	125,95	123,40	—	202,48	—
$r+2$	130,49	126,33	123,40	—	202,46	—
f (питание)	145,96	142,15	141,02	—	181,19	—
$s-2$	154,88	158,55	173,76	—	196,56	—
$s-1$	154,72	158,30	173,95	—	196,58	—
$s+1$	154,87	158,44	174,05	178,26	196,52	200,90
$N+1$ (кубовый остаток)	179,40	179,40	179,40	179,40	—	—
Потоки пара						
D (расчитанное)	19,934	20,000	20,000	—	—	—
θ_0	—	—	—	—	—	—
W_1 (расчитанное)	40,066	40,000	40,000	—	—	—
θ_1	0,99243	0,999999	0,999999	—	—	—
Нераспределяющиеся компоненты	Все	Все	Все	—	—	—

* Получено решением по методике, разработанной для частных случаев.

ТАБЛИЦА 74

Составы продуктов разделения для примера XI-5
(приближение двадцать пятое)

Компонент	d	b	W_1	Компонент	d	b	W_1
C ₃ H ₈	14,430	0,0	5,5700	изо-C ₅	0,0	20,0	0,0
изо-C ₄	4,0671	0,0	15,9329	n-C ₅	0,0	20,0	0,0
n-C ₄	1,50291	0,0	18,4971	—	—	—	—

ТАБЛИЦА 75

**Температуры и потоки пара, полученные при решении примера XI-6
(W_1 отводится на пять тарелок выше тарелки питания)**

№ тарелки	№ приближения			
	5	10	20	20
	Температурные профили			
0 (дистиллят)	99,30	99,49	99,51	100,36
r	115,20	115,32	115,32	100,36
$r+1$	115,24	115,33	115,32	100,36
$r+2$	115,36	115,34	115,32	100,36
p (боковой поток)	122,72	123,06	123,13	94,17
f (питание)	133,61	133,28	133,28	89,23
$s-2$	146,15	146,22	146,34	102,15
$s-1$	146,30	146,27	146,34	102,16
s	146,37	146,29	146,34	102,16
$N+1$ (кубовый остаток)	187,40	185,45	185,57	
D (рассчитанное)	30,004	29,984	30,000	
θ_0	1,0321	1,0011	1,0000	
W_1 (рассчитанное)	15,579	15,045	15,000	
θ_1	0,9717	0,9957	0,9999	
Нераспределющиеся компоненты	1, 4, 5	1, 4, 5	1, 4, 5	

* Величины D и W_1 вычислены.

ТАБЛИЦА 76

**Составы продуктов разделения для примера XI-6
(приближение двадцатое)**

Компонент	d	b	W_1	Компонент	d	b	W_1
C ₃ H ₈	17,344	0,0	2,6567	изо-C ₅	0,0	17,9732	2,0267
изо-C ₄	8,9774	6,8042	4,2487	н-C ₅	0,0	18,881	1,1193
н-C ₄	3,7091	11,3418	4,9490				

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- k, m, n — целые числа.
- p_1, p_2 — функции материального и теплового балансов для зоны постоянных концентраций исчерпывающей секции.
- P_1, P_2 — функции материального и теплового балансов для зоны постоянных концентраций укрепляющей секции.
- T_h — температура, при которой $K_{rh} = 1$.
- T_l — температура, при которой $K_{sl} = 1$.
- T_r, T_s — температуры зон постоянных концентраций укрепляющей и исчерпывающей секций.
- $\lambda_{ri}, \lambda_{si}$ — скрытые теплоты испарения i -того компонента при температуре в зонах постоянных концентраций укрепляющей и исчерпывающей секций.

ЗАДАЧИ

- XI-1. Вывести уравнения (XI,8а), (XI,9е) и (XI,25а)–(XI,27).
- XI-2. Вывести формулы для P -функций [уравнения (XI,30), (XI,32)–(XI,34)].
- XI-3. Вывести уравнение (XI,41а)–(XI,44), используя условия материальных балансов и равновесные соотношения.
- XI-4. Проверить выражения для тепловых балансов [уравнения (XI,45а)–(XI,45ж)].
- XI-5. Вывести уравнения (X,49) и (X,50).
- XI-6. Вывести уравнения (XI,51а)–(XI,53).

ЛИТЕРАТУРА

1. Acerivos, Andreas, Amundson N. R., Chem. Eng.Sci., 4, № 2, 68 (1955).
2. Murdoch P. G., Holland C. D., «Multicomponent Distillation: IV — Determination of Minimum Reflux» Chem. Eng. Progr., 48, 287 (1952).
3. Underwood A. J. V., Chem. Eng. Progr., 44, 603 (1948).
4. Brown G. G., Holcombe D. E., Petrol. Eng., 11, 23 (1940).
5. Bachelor J. B., Petrol. Ref., 36, № 6, 161 (1957).
6. Shiras R. N., Hanson D. N., Gibson G. H., Ind. Eng. Chem., 42, 871 (1950).
7. Lyster W. N., Sullivan S. L. jr., Billingsley D. S., Holland C. D., Petrol. Ref., 38, № 6, 221 (1959); 38, № 7, 151 (1959); 38, № 10, 139 (1959).
8. McDonough J. A., Holland C. D., Bauni H. L., Chem. Eng. Sci., 16, № 3; № 4, 143 (1961).
9. McDonough J. A., Holland C. D., Petrol. Ref., 41, № 3, 153 (1962); 41, № 4, 135 (1962).
10. Canik L. J., Hardy B. W., Holland C. D., Petrol. Ref., 40, № 12, 161 (1961).
11. McDonough J. A., Ph. D. Dissertation, A. and M. College of Texas, College Station, Texas, January 1962.



ПРОСТЫЕ И СЛОЖНЫЕ КОЛОННЫ ПРИ МИНИМАЛЬНОЙ ФЛЕГМЕ (ПРОЕКТНЫЙ РАСЧЕТ)

В главе XI описаны методики проверочного расчета процесса при минимальной флегме, когда заданными условиями для простых колонн являются значения V_1 (или L_0) и D . В данной главе решается проектная задача, когда заданы условия разделения двух компонентов (b_i/d_i). В результате расчета находят значения V_1 (или L_0) и D , требующиеся для достижения заданного разделения в колонне с бесконечным числом тарелок в обеих секциях.

Для сложной колонны вместо значений V_1 (или L_0), D и W_1 задаются два значения b_i/d_i и количество потока W_1 . Необходимо найти наименьшее значение V_1 (или L_0), которое бы удовлетворяло данным условиям. Решение дает также общее количество дистиллята и распределение компонентов в продуктах разделения. Ниже приведены методики расчетов и методы сходимости для простой и сложной колонн^{1,2}.

Простые колонны

Уравнения материальных балансов и формулы для расчета составов аналогичны приведенным в главе XI. Компонент с меньшим заданным значением b_i/d_i рассматривается как легкий ключевой компонент, а с большим заданным значением b_i/d_i — как тяжелый ключевой. Компоненты легче или тяжелее ключевых классифицируются соответственно как легкие и тяжелые нераспределяющиеся. Ключевые компоненты и компоненты с промежуточной летучестью рассматривают как распределяющиеся.

Метод сходимости. Применение метода сходимости отличается от описанного выше тем, что значение θ в данном случае следует выбирать для каждого распределяющегося компонента, т. е.

$$\left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{eo} = \theta_{oi} \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ea} \quad (XII,1)$$

Корректированные значения b_i/d_i известны для ключевых компонентов, поэтому значения θ_{0l} и θ_{0h} вычисляют непосредственно по уравнению (XII,1). Однако для компонентов, имеющих промежуточную летучесть, множитель θ определить прямым путем нельзя. Можно предположить, что значения множителя θ для данных компонентов лежат между его значениями для ключевых компонентов (рис. XII). В связи с этим было найдено, что хорошие результаты дает приводимое ниже соотношение, которое базируется на линейном изменении логарифмов корректированного и рассчитанного значений θ :

$$\theta_{0i} = \theta_{0l} \left(\frac{\theta_{0h}}{\theta_{0l}} \right)^{\eta_i} \quad (\text{XII},2)$$

Здесь

$$\eta_i = \frac{\ln \left(\frac{b_i/d_i}{b_l/d_l} \right)_{ca}}{\ln \left(\frac{b_h/d_h}{b_l/d_l} \right)_{ca}}$$

Определив значения θ_{0i} для данного компонента по уравнению (XII,2) и величины $(b_i/d_i)_{co}$ по уравнению (XII,1), находят при помощи приведенного ниже уравнения корректированное количество дистиллята для каждого распределяющегося компонента:

$$(d_i)_{co} = \frac{FX_i}{1 + (b_i/d_i)_{co}} = \frac{FX_i}{1 + \theta_{0i} (b_i/d_i)_{ca}} \quad (\text{XII},3)$$

Общее количество дистиллята определяют как сумму корректированных количеств отдельных компонентов в верхнем продукте.

Составы дистиллята вычисляют по уравнениям (VI,3)–(VI,7). Для системы, не содержащей однофазные компоненты, эти формулы упрощаются и принимают следующий вид:

$$x_{ji} = \frac{(l_{ji}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}}{\sum_{i=1}^c (l_{ji}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}}$$

$$y_{ji} = \frac{(v_{ji}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}}{\sum_{i=1}^c (v_{ji}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}} \quad (\text{XII},4)$$

Для тяжелых нераспределяющихся компонентов

$$(b_i/d_i)_{co} = \theta_{0h} (b_i/d_i)_{ca} \quad (\text{XII},5)$$

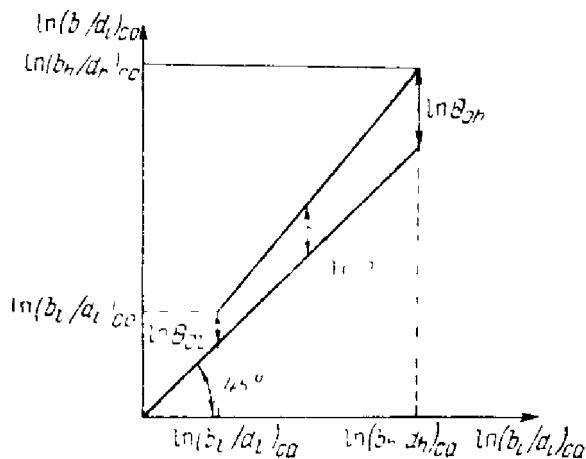


Рис. XII. Соотношение между корректированными и рассчитанными значениями b_i/d_i .

Для легких нераспределяющихся

$$(b_i/d_i)_{co} = \theta_{0l} (b_i/d_i)_{ca} \quad (\text{XII},6)$$

Ввиду того что для легкого нераспределяющегося компонента $(b_i)_{ca} = 0$ и $(b_i)_{co} = 0$, произведение $[(b_{ji}/b_i)_{ca}] (b_i)_{co}$, входящее в уравнение (XII,4), заменяют на его эквивалент:

$$\begin{aligned} \left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right)_{ca} &= \left[\left(\frac{l_{ji}}{d_i} \right)_{ca} \left(\frac{d_i}{b_i} \right)_{ca} \right] \left[\theta_{0l} \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} \right] = \\ &= \theta_{0l} \left(\frac{l_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} = \theta_{0l} (l_{ji})_{ca} \end{aligned} \quad (\text{XII},7)$$

Соответствующее эквивалентное выражение для тяжелого нераспределяющегося компонента имеет вид

$$\left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} = \frac{(v_{ji})_{ca}}{\theta_{0h}} \quad (\text{XII},8)$$

На основе составов, вычисленных по уравнению (XII,4), определяют температуру на тарелках колонны.

Определение величины потока V_1 (или L_0) для следующей итерации. После определения температурного профиля для данной итерации рассчитывают поток V_r . В задачах с постоянным значением L/V по высоте потоки в укрепляющей секции принимают равными соответствующим потокам в зоне постоянных концентраций. Величину потоков жидкой и паровой фаз в исчерпывающей секции находят при помощи соответствующих материальных балансов, в которых учтено агрегатное состояние питания.

Если потоки пара и жидкости рассчитывают по тепловым балансам, V_1 (или L_0) вычисляют после того, как будет определен поток V_r . Значение V_r для следующего приближения находят при помощи функции \dot{P} (функция материального баланса), соответствующей зоне постоянных концентраций в укрепляющей секции. Эта функция выводится следующим образом:

$$\frac{v_{ri}}{d_i} = \frac{1}{1 - A_{ri}} \quad (\text{XII},9)$$

Поскольку $l_{ri}/d_i = A_{ri} (v_{ri}/d_i)$, следовательно

$$l_{ri} = \frac{(d_i)_{co}}{S_{ri} - 1} = \frac{(d_i)_{ca} L_r}{K_{ri} V_r - L_r} \quad (\text{XII},10)$$

Так как $V_r = L_r + D$, то

$$x_{ri} = \frac{(d_i)_{co}}{K_{ri} V_r - L_r} = \frac{X_{D_i}}{1 - \psi_r (1 - K_{ri})} \quad (\text{XII},11)$$

Здесь

$$X_{D_i} = \frac{(d_i)_{co}}{D} = \frac{(d_i)_{co}}{\sum_{i=h}^c (d_i)_{co}}$$

Находим сумму левых и правых частей уравнения (XII,11) по всем компонентам и после преобразования получаем:

$$P(\psi_r) = \sum_{i=1}^c \frac{X_D}{1 - \psi_r (1 - K_{ri})} - 1 \quad (\text{XII,12})$$

Определение потока V_r для следующей итерации сводится к нахождению положительного значения ψ_r , которое дает $P(\psi_c) = 0$ (это можно сделать при помощи способа Ньютона или интерполярованием).

Аналогичная функция материального баланса применяется для исчерпывающей секции колонны. Было показано ², что использование значений V_r , рассчитанных по уравнению (XII,12), обычно ведет к «раскачке», которая может быть уменьшена путем установления искусственного ограничения величины V_r при итерациях.

Для этой цели были введены коэффициенты ограничения, которые менялись для каждой серии итераций следующим образом: 1,2 и 1/1,2 (для пяти первых итераций); 1,1 и 1/1,1; 1,05 и 1/1,05; 1,025 и 1/1,025 соответственно для каждого трех итераций. При всех последующих итерациях применялись коэффициенты 1,0125 и 1/1,0125. Если значение, найденное по уравнению (XII,12), лежит в указанных пределах, то вместо него принимается среднее значение между ним и V_r , взятым для последнего приближения.

Можно получить такие V_r , V_s , T_r , T_s , которые дают отрицательные значения V_{ri}/d_i или l_{ri}/d_i (или обеих величин) для распределяющихся компонентов. В этом случае принимаются значения V_r , лежащие между использованными для проведения последнего приближения и значением, рассчитанным при помощи P -функции; вычисленные таким образом V_r подвергают проверке до тех пор, пока не будет найдено такое значение, которое даст положительную величину v_{ri}/d_i для каждого распределяющегося компонента. Если вычисленному значению V_r соответствует такое V_s , которое дает отрицательное l_{si}/d_i для любого распределяющегося компонента, то определяется новое значение V_s из условия $p_1(\psi_s) = 0$ [см. уравнение (XI,33)].

Тепловые балансы. Расчет начинают с определения внешней флегмы L_0 по уравнению теплового баланса для зоны постоянных концентраций укрепляющей секции:

$$V_r H_r + L_0 h_0 = V_1 H_1 + L_r h_r \quad (\text{XII,13a})$$

которое дает

$$L_0 = \frac{D [H(X_D)_r - H(X_D)_1] + L_r [H(x_r)_r - h_r]}{[H(x_0)_1 - h_0]} \quad (\text{XII,13b})$$

поскольку

$$V_r H_r = \sum_{i=h}^e H_{ri} (l_{ri} + d_i) = L_r H(x_r)_r + D H(X_D)$$

$$V_1 H_1 = L_0 H(x_0)_1 + D H(X_D)_1$$

Нагрузку на дефлегматор определяют следующим образом:

$$Q_e = D [H(X_D)_r - H_D] + L_r [Hx_r)_r - h_r] - Q_1 \quad (\text{XII}, 13\text{в})$$

Для тарелок между зонами постоянных концентраций

$$L_j = \frac{D [H_D - H(X_D)_{j+1}] + Q_e + Q_1 + \sum_{k=r+1}^{j-1} Q_k}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} \quad r+1 \leq j \leq f-2 \quad (\text{XII}, 13\text{г})$$

$$L_{f-1} = \frac{D [H_D - H(X_D)_f] + Q_e + Q_1}{[H(x_{f-1})_f - h_{f-1}]} + \\ + \frac{V_F [H(y_F)_f - H_F] + \sum_{k=r+1}^{j-1} Q_k}{[H(x_{f-1})_f - h_{f-1}]} \quad (\text{XII}, 13\text{д})$$

$$L_j = \frac{D [H_D - H(X_D)_{j+1}] + Q_e + Q_1 - F [H - H(X)_{j+1}]}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} + \\ + \frac{\sum_{k=r+1}^{j-1} Q_k}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} \quad f \leq j \leq s \quad (\text{XII}, 13\text{е})$$

Тепловую нагрузку на кипятильник определяют по уравнению

$$Q_R = D H_D + B h_B + Q_e + Q_1 + \sum_{k=r+1}^s Q_k - F H \quad (\text{XII}, 13\text{ж})$$

При проведении расчетов для тарелок, расположенных непосредственно над и под зонами постоянных концентраций, принимают составы и температуры, равные их значениям в соответствующих зонах, т. е. $x_{r-1, i} = x_{ri}$, $T_{r-1} = T_r$, $x_{si} = x_{s+1, i}$ и $T_s = T_{s+1}$. Определив потоки жидкости по уравнениям (XII, 13а) — (XII, 13ж), потоки пара рассчитывают следующим образом:

$$V_1 = L_0^{-1} D \quad (\text{XII}, 14\text{а})$$

$$V_j = L_{j-1}^{-1} D \quad r \leq j \leq f-1 \quad (\text{XII}, 14\text{б})$$

ТАБЛИЦА 77

Температура и потоки пара, полученные при решении примера XII-1

№ тарелки	№ приближения				
	5	10	25	38	38
Температурные профили *					Потоки пара
0 (дистиллят)	103,14	103,14	103,14	103,14	
r	113,53	118,82	118,75	118,24	151,378
$r - 1$	113,75	119,39	118,76	118,22	151,378
$r + 2$	114,19	118,94	118,76	118,22	151,378
$r + 3$	114,54	119,00	118,76	118,22	151,378
f (питание)	124,19	134,18	134,00	133,35	136,555
$s - 2$	131,96	141,21	143,94	143,22	151,375
$s - 1$	131,98	141,25	143,94	143,22	151,375
	132,02	141,28	143,94	143,22	151,375
$N + 1$ (кубовый остаток)	161,80	161,80	161,80	161,80	
D_{ce}	40	40	40	40	
θ_{0l}	0,27112	0,5496	1,0443	1,00008	
θ_{0h}	0,98292	1,1166	0,94263	1,0004	
V_1	106,796	146,79	158,60	149,991	

* Проводилось усреднение температур при итерациях. После 38-го приближения температуры между итерациями отличались не более чем на $1,7 \cdot 10^{-3}$ °С.

(Отметим, что $L_{r-1} = L_r$)

$$\bar{V}_f = L_{f-1} - D \quad (\text{XII}, 14\text{в})$$

$$V_f = \bar{L}_{f-1} - B \quad (\text{XII}, 14\text{г})$$

$$V_j = L_{j-1} - B \quad f - 1 \leq j \leq s + 1 \quad (\text{XII}, 14\text{д})$$

$$(L_{s-1} = L_s)$$

Для иллюстрации применения θ -метода сходимости дано решение примера XII-1 (табл. 77), условия которого приведены ниже:

Пример XII-1. Давление в колонне 28 ат, изо- C_4 легкий ключевой компонент, n - C_4 — тяжелый ключевой компонент $b_l/d_l = 0,37214114$ и $b_h/d_h = 2,6871523$. Дефлегматор — парциальный. Питание подается в виде жидкости при температуре кипения; $V_{\min} = 5$ и $V_{\max} = 250$. Начальный температурный профиль — линейный между зонами постоянных концентраций 122—138° С. Начальные потоки пара $V_j = V_1 = 250$ для всех j . Кроме того, известны следующие данные:

Компонент . . .	C ₃ H ₈	изо- C_4	n-C ₄	изо- C_5	n-C ₅
FX . . .	20	20	20	20	20

ТАБЛИЦА 78

Решение примера XII-2

№ тарелки	№ приближения				
	5	10	25	35	35
Температурные профили					
0 (дистиллят)	124,17	122,94	124,47	124,76	—
r	140,95	133,02	141,54	140,22	86,94
$r+1$	140,94	133,02	141,54	140,22	86,94
$r+2$	140,94	133,02	141,54	140,22	86,94
$r+3$	140,95	132,95	141,49	140,22	86,94
f (питание)	152,27	140,95	149,85	148,53	80,28
$s-2$	158,92	152,06	158,94	158,04	92,89
$s-1$	159,12	152,11	158,94	158,04	92,89
s	159,17	152,15	158,94	158,04	92,89
$N+1$ (кубовый остаток)	189,40	189,19	191,43	191,61	
Потоки пара					
D_{eo}	43,49	42,39	44,72	45,02	
θ_{01}	4,8327	1,1663	0,9468	0,9997	
θ_{03}	1,9578	1,2300	1,0393	0,9994	
θ_{04}	0,8995	1,2957	1,1806	0,9989	
θ_{0h}	0,6078	1,3156	1,2392	0,9987	
V_1	84,09	68,20	88,00	88,70	

Ниже приведены условия примера XII-2, иллюстрирующего справедливость уравнения (XII,1) при определении θ_{oi} для межключевых компонентов (см. также табл. 78, 79):

Пример XII-2. Давление в колонне 28 ат, изо- C_4 — легкий ключевой компонент, n - C_5 — тяжелый ключевой компонент $b_l/d_l = 0,2$, $b_h/d_h = 8,0$. Дефлегматор — парциальный, состояние питания — жидкость при температуре кипения. $V_{min} = 5$, $V_{max} = 3,250$. Начальный температурный про-

ТАБЛИЦА 79

Составы продуктов разделения для примера XII-2
(приближение тридцать пятое)

Компонент	FX	b	Компонент	FX	b
C_3H_8	15,0000	0,0	изо- C_5	4,0879	15,9121
изо- C_4	12,5000	2,5000	n - C_5	1,6667	13,3333
n - C_4	11,7616	8,2384	n - C_8	0,0	15,0000

филь — линейный между зонами постоянных концентраций 150—170° С. Начальные скорости пара $V_j = V_1 = 55$ для всех j . D первоначально принимается равным 50. Кроме того, известны следующие данные:

Компонент	C ₃ H ₈	изо-C ₄	n-C ₄	изо-C ₅	n-C ₅	n-C ₈
FX	15	15	20	20	15	15

Ограничения в отношении потоков пара приводят к удовлетворительным результатам, если заданные значения b/d для ключевых компонентов удовлетворяют следующим неравенствам:

$$b_l/d_l > 0,15 \quad (\text{XII},15)$$

$$b_h/d_h < 10 \quad (\text{XII},16)$$

В противном случае необходимы более жесткие ограничения.

Сложные колонны

Заданными условиями являются значения b_i/d_i для двух компонентов и величина потока W_1 (см. рис. XII-3). Задача состоит в нахождении наименьшего значения W_1 , необходимого для достижения заданного разделения. Уравнения, выражающие покомпонентные материальные балансы для этой колонны, приведены в главе XI. Для компонентов, тяжелее тяжелого ключевого компонента, θ_{0l} принимают равным θ_{0h} , а для компонентов, легче легкого ключевого компонента, — равным θ_{0l} . Корректированные количества компонентов должны удовлетворять следующему покомпонентному материальному балансу:

$$FX_i = (d_i)_{co} \left[1 + \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{co} + \left(\frac{w_{1i}}{d_i} \right)_{co} \right] \quad (\text{XII},17)$$

Указанные требования используют при определении значения $\theta_1 > 0$, удовлетворяющего условию $g_1(\theta_1) = 0$, причем

$$g_1(\theta_1) = \sum_{i=1}^c (w_{1i})_{co} - W_1 \quad (\text{XII},18)$$

Формулы для корректированных значений $(w_{1i})_{co}$ и $(d_i)_{co}$ имеют следующий вид:

$$(w_{1i})_{co} = \theta_1 \left(\frac{w_{1i}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} \quad (\text{XII},19)$$

$$(d_i)_{co} = \frac{FX_1}{1 + \theta_0 (b_i/d_i)_{ca} + \theta_1 (w_{1i}/d_i)_{ca}} \quad (\text{XII},20)$$

После их определения вычисляют значение $(b_i)_{co}$ по уравнению (XII,1). Для каждого нераспределяющегося тяжелого компонента $(w_{1i})_{ca} = 0$, $(w_{1i})_{co} = 0$ и $(b_i)_{co} = FX_i$.

Составы рассчитывают по уравнению (XII,4). Для пераспределяющихся легких компонентов

$$\left(\frac{l_{ji}}{b_i}\right)_{ca}(b_i)_{co} = \left[\left(\frac{l_{ji}}{d_i}\right)_{ca}\left(\frac{d_i}{b_i}\right)_{ca}\right] \left[\theta_{0t}\left(\frac{b_i}{d_i}\right)_{ca}(d_i)_{co}\right]$$

Это выражение можно упростить:

$$\left(\frac{l_{ji}}{b_i}\right)_{ca}(b_i)_{co} = \theta_{0t}\left(\frac{l_{ji}}{d_i}\right)_{ca}(d_i)_{co} \quad (\text{XII,21})$$

Для нераспределяющегося легкого компонента формулу для $(d_i)_{co}$ [уравнение (XII,20)] можно также упростить:

$$(d_i)_{co} = \frac{FX_t}{1 - \theta_1(w_{1i}/d_i)_{ca}} \quad (\text{XII,22})$$

По найденным составам рассчитывают температуру на тарелках колонны.

Начиная с третьей итерации, новое значение температуры, принимаемое для данного приближения, вычисляют путем «взятия четверти», т. е.

$$T \text{ (новое принимаемое значение)} = T \text{ (последнее принятое значение)} + \\ + \left[\frac{T \text{ (рассчитанное значение)} - T \text{ (последнее принятое значение)}}{4} \right]$$

Далее находят значение V_r , которое будет взято для следующего приближения при помощи P -функции:

$$P(\Psi_r) = \sum_{i=1}^c \frac{(d_i + w_{1i})/(D + W_1)}{1 - \Psi_r(1 - K_{ri})} - 1 \quad (\text{XII,23})$$

Здесь

$$\Psi_r = \frac{V_r}{D + W_1}$$

Выражение (XII,23) выводится аналогично уравнению (XII,12). При применении уравнения (XII,23) необходимо проверять, что для нераспределяющихся тяжелых компонентов $(d_i + w_{1i}) = 0$. На основе вычисленного по уравнению (XII,23) значения V_r и значения V_r , использованного в последнем приближении, находят величину потока V_r для следующей итерации так же, как это описано выше для простых колонн. Для сложных колонн максимально допустимое изменение величины потоков пара между последовательными приближениями было сокращено до половины значения, установленного для простых колонн. Если значение V_r , определенное по P -функции, лежит в установленных пределах, то V_r для следующего приближения вычисляют путем «взятия

четверти» (аналогично ранее описанному способу выбора температур) вместо того, чтобы брать среднее значение, как это делается в случае простых колонн.

Тепловые балансы. Вычислив V_r и L_r , можно определить величину L_p из уравнения теплового баланса:

$$V_r H_r + L_p h_p = V_{p+1} H_{p+1} + L_r h_r + W_1 h_p \quad (\text{XII.24a})$$

Однако

$$V_r H_r = \sum_{i=1}^c H_{ri} (l_{ri} + d_i + w_{1i})$$

$$V_r H_r = L_r H(x_r)_r + D H(X_D)_r + W_1 H(x_p)_r$$

$$V_{p+1} H_{p+1} = \sum_{i=1}^c H_{p+1,i} (l_{pi} + d_i) = L_p H(x_p)_{p+1} + D H(X_D)_{p+1}$$

С учетом этих выражений уравнение (XII.24a) упрощается:

$$L_p = \frac{[L_r H(x_r)_r - h_r] + W_1 [H(x_p)_r - h_p]}{[H(x_p)_{p+1} - h_p]} + \frac{D [H(X_D)_r - H(X_D)_{p+1}]}{[H(x_p)_{p+1} - h_p]} \quad (\text{XII.24b})$$

Величину L_{p-1} рассчитывают при помощи теплового баланса по формуле

$$\begin{aligned} L_{p-1} = & \frac{L_r [H(x_r)_r - h_r] + W_1 [H(x_p)_r - h_p]}{[H(x_{p-1})_p - h_{p-1}]} + \\ & + \frac{D [H(X_D)_r - H(X_D)_p] + Q_{p+1}}{[H(x_{p-1})_p - h_{p-1}]} \end{aligned} \quad (\text{XII.24b})$$

Это продолжают до тех пор, пока не будет определено значение L_0 :

$$\begin{aligned} L_0 = & \frac{L_r [H(x_r)_r - h_r] + W_1 [H(x_p)_r - h_p]}{[H(x_0)_1 - h_0]} + \\ & + \frac{D [H(X_D)_r - H(X_D)_1] + \sum_{k=2}^{p+1} Q_k}{[H(x_0)_1 - h_0]} \end{aligned} \quad (\text{XII.24c})$$

Нагрузку на дефлегматор определяют как

$$V_r H_r = L_r h_r + D H_D + W_1 h_p + Q_c + \sum_{k=1}^{p+1} Q_k \quad (\text{XII.24d})$$

Поскольку

$$V_r H_r = L_r H(x_r)_r + D H(X_D)_r + W_1 H(x_p)_r$$

то искомое выражение для Q_e будет иметь следующий вид:

$$Q_e = D [H(X_D)_r - H_D] + L_r [H(x_r)_r - h_r] + \\ + W_1 [H(x_p)_r - h_p] - \sum_{k=1}^{p+1} Q_k \quad (\text{XII},24\text{e})$$

Найдя Q_e , составляют тепловой баланс для верха колонны по тарелкам, лежащим между двумя зонами постоянных концентраций:

$$L_j = \frac{D [H_D - H(X_D)_{j+1}] + W_1 [h_p - H(x_p)_{j+1}]}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} + \\ + \frac{Q_e + \sum_{k=1}^{p+1} Q_k + \sum_{k=r+1}^{j-1} Q_k}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} \quad r+1 \leq j \leq f-2 \quad (\text{XII},24\text{j})$$

$$L_{f-1} = \frac{D [H_D - H(X_D)_f] + W_1 [h_p - H(x_p)_f]}{[H(x_{f-1})_f - h_{f-1}]} + \\ + \frac{V_F [H(y_F)_f - H_F] + Q_e + \sum_{k=1}^{p+1} Q_k + \sum_{k=r+1}^{j-1} Q_k}{[H(x_{f-1})_f - h_{f-1}]} \quad (\text{XII},24\text{g})$$

Для исчерпывающей секции

$$L_j = \frac{D [H_D - H(X_D)_{j+1}] + W_1 [h_p - H(x_p)_{j+1}]}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} + \\ + \frac{F [H(X)_{j+1} - H] + Q_e + \sum_{k=1}^{p+1} Q_k + \sum_{k=r+1}^{j-1} Q_k}{[H(x_j)_{j+1} - h_j]} \quad f \leq j \leq s \quad (\text{XII},24\text{h})$$

Нагрузку на кипятильник вычисляют по формуле

$$Q_R = DH_D + Bh_B + W_1 h_p + Q_e + \sum_{k=1}^{p+1} Q_k + \sum_{k=r+1}^s Q_k - FH \quad (\text{XII},24\text{k})$$

Описанная методика расчета и метод сходимости для сложной колонны иллюстрируется решением примера XII-3, условия которого приведены ниже (см. также табл. 80, 81):

Пример XII-3. Давление в колонне 28,12 atm, дефлегмататор — парциальный, агрегатное состояние питания — жидкость при температуре кипения. Для ключевых компонентов задано следующее разделение: $b_l/d_l = 0,15$, $b_h/d_h = 2,9820$. Скорость отвода $W_1 = 20$. Кроме того, известны следующие данные:

Компонент <i>FX</i>	C ₃ H ₈ 20	изо-C ₄ (ключевой) 20	n-C ₄ (ключевой) 20	изо-C ₅ 20	n-C ₅ 20
------------------------	-------------------------------------	-------------------------------------	-----------------------------------	--------------------------	------------------------

ТАБЛИЦА 80

Решение примера XII-3

№ тарелки	№ приближения				
	5	10	20	25	25
Температурные профили*					
0 (дистиллят)	99,11	99,01	99,28	99,27	—
5 (тарелка r)	116,50	116,85	115,97	116,05	142,04
r	117,50	112,38	118,33	119,01	142,32
$r+1$	117,61	119,39	118,35	118,45	142,32
$r+2$	117,82	119,50	118,36	118,46	142,30
F (питание)	134,50	137,06	136,60	136,56	126,76
$s-2$	149,23	145,39	146,39	146,22	141,24
$s-1$	149,28	145,39	146,39	146,22	141,24
s	149,39	145,44	146,39	146,22	
$N+1$ (кубовый продукт)	179,93	179,95	179,88	179,88	
Потоки пара					
D_{co}	29,438	29,499	29,337	29,350	
θ_{0l}	0,33155	2,3846	0,94406	1,0005	
θ_{0h}	0,51620	0,97156	0,96520	1,0004	
θ_1	1,0137	0,9948	0,9996	0,9987	
W_1 (рассчитанное)	7,37	20,35	19,84	20,02	
V_1	139,89	155,33	139,37	140,61	

* Температуры получены методом «взятия четверти». После 25-го приближения последовательные температурные профили совпадали в пределах пяти знаков.

Методику расчета можно легко модифицировать для случая, когда один или более боковых потоков отводят из исчерпывающей секции.

ТАБЛИЦА 81

Состав продуктов разделения для примера XII-3
(приближение двадцать пятое)

Компонент	d	b	w	Компонент	d	b	w
C ₃ H ₈	16,8319	0,0	3,1681	изо-C ₅	0,0	20,0000	0,0
изо-C ₄	9,4211	1,4132	9,16575	н-C ₅	0,0	20,0000	0,0
н-C ₄	3,0973	9,2365	7,6661				

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ (см. главу XI)

ЗАДАЧИ

XII-1. Исходя из уравнения (XII,1) и связанного с ним постулата, обосновать уравнение (XII,2).

XII-2. Получить выражение для $P(\phi_r)$, которое дает уравнение (XII,23).

XII-3. Доказать существование зоны постоянных концентраций в укрепляющей секции колонны для случая, когда тарелка r находится на конечное число тарелок ниже верха колонны (см. рис. XII-3).

XII-4. Для колонны, описанной в предыдущей задаче, показать, что для тяжелого нераспределяющегося компонента $d_i + w_{1i} = 0$.
Порядок решения:

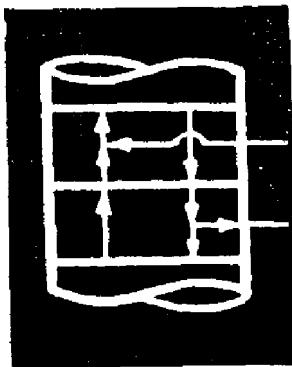
1) вывести формулу для $(d_i + w_{1i})/b_i$, устанавливая соответствие на тарелке питания, 2) рассмотреть уравнение (X,24).

XII-5. Доказать существование зоны постоянных концентраций в укрепляющей секции для случая, когда боковой поток W , отбирается на конечное число тарелок выше тарелки питания (см. рис. XII-4).

ЛИТЕРАТУРА

1. Abd el-Aal H. K., M. S. thesis, A. and M. College of Texas, College Station, Texas, January 1962.
2. Anthony R. G., M. S. thesis, A. and M. College of Texas, College Station, Texas, January 1962.

РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН С БОКОВЫМИ СТРИППИНГ-СЕКЦИЯМИ



Сложная колонна с боковой стриппинг-секцией представляет собой один из распространенных типов ректификационных установок. Общая методика расчета таких установок приведена в следующей главе. В данной главе описан только частный случай, когда отпарной (отгонный) агент — водяной пар — рассматривается как однофазный компонент^{1,2}. Отличительная особенность описываемой методики заключается в том, что в отношении сходимости расчета ректификационная установка (колонна и стриппинг-секция) рассматривается как единая система. Раньше³ расчет основной ректификационной колонны и ее стриппинг-секций проводили отдельно. Новый подход основан на уравнениях, описывающих работу колонны с одним вводом питания, одним отбором и стриппинг-секцией. Предполагается также, что все компоненты, кроме водяного пара, входят в состав питания F .

Материальные балансы

Для того чтобы отличать обозначения, относящиеся к стриппинг-секции, от показателей ректификационной колонны, первые пишутся со знаком «штрих». Рис. XIII-1 показывает, что боковой отбор из ректификационной колонны I поступает в боковую стриппинг-секцию II , а пар из стриппинг-секции возвращают на тарелку p , т. е. на ту же тарелку, с которой отбирается боковой поток. В противном случае часть колонны между тарелкой, с которой отбирается поток, и тарелкой, на которую он возвращается, вместе с стриппинг-секцией рассматривается как «внутренняя петля», или внутренний рецикл (рис. XIII-2). Поскольку методика расчета установки с внутренним рециклом является логическим развитием расчета установки, схема которой приведена на рис. XIII-1, то эта задача рассматривается как упражнение (см. задачи XIII-1 и XIII-2).

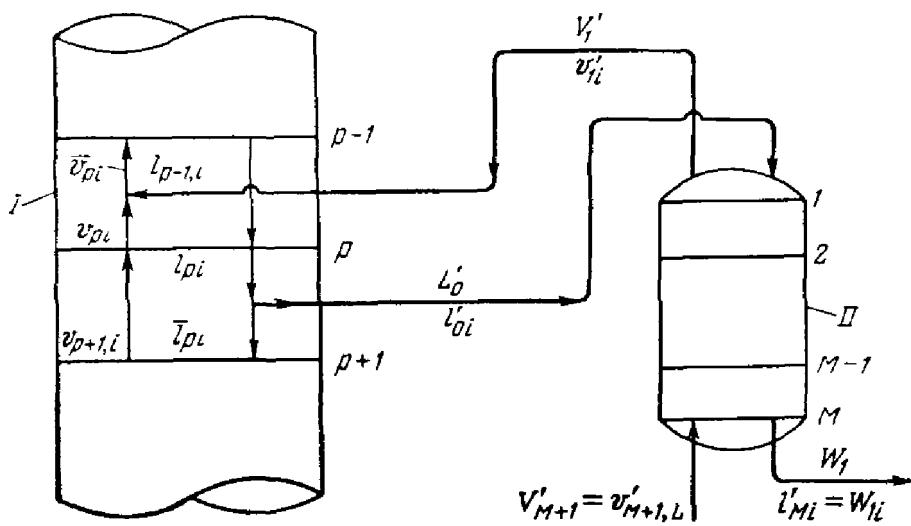


Рис. XIII-1. Ректификационная колонна (I) с боковой стриппинг-секцией (II).

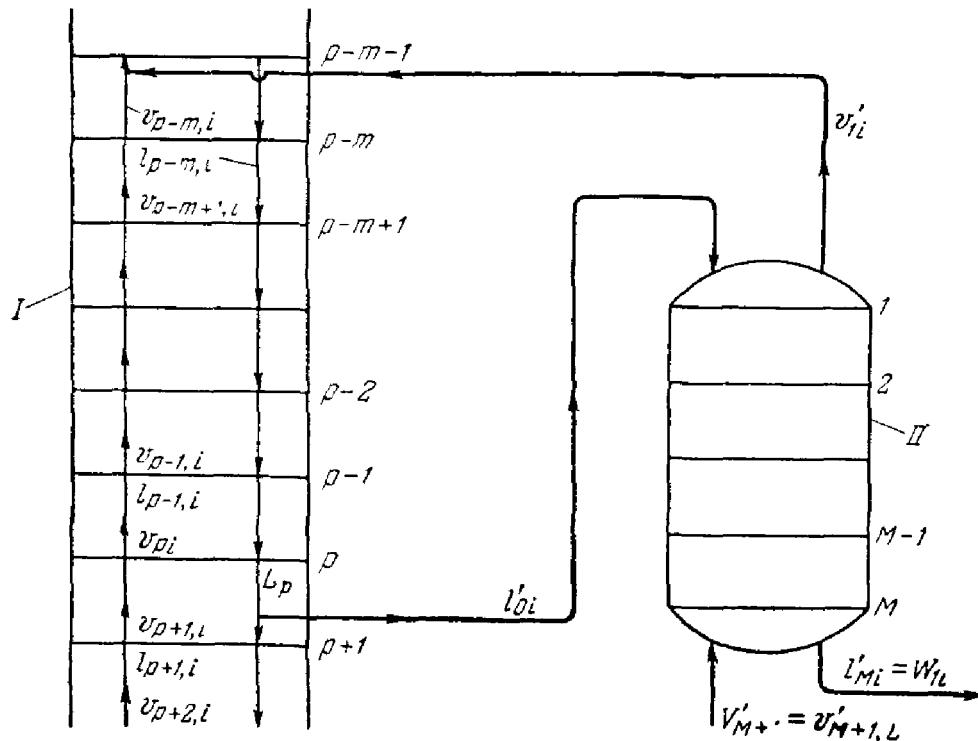


Рис. XIII-2. Схема процесса с внутренним рециклом (обозначения те же, что и на рис. XIII-1).

Уравнения для ректификационной колонны. Для установки, показанной на рис. XIII-1, справедливы приводимые ниже уравнения материальных балансов для укрепляющей секции ректификационной колонны:

$$\frac{v_{1i}}{d_i} = A_{0i} + 1 \quad (\text{для дефлегматора}) \quad (\text{XIII,1a})$$

$$\frac{v_{ji}}{d_i} = A_{j-1, i} \frac{v_{j-1, i}}{d_i} + 1 \quad 2 \leq j \leq p-1 \quad (\text{XIII,1b})$$

$$\frac{\bar{v}_{pi}}{d_i} = A_{p-1, i} \left(\frac{v_{p-1, i}}{d_i} \right) + 1 \quad (\text{XIII.1в})$$

$$\frac{v_{p+1, i}}{d_i} = A_{pi} \left(\frac{v_{pi}}{d_i} \right) + \left(1 - \frac{v'_{1i}}{d_i} \right) \quad (\text{XIII.1г})$$

$$\frac{v_{ji}}{d_i} = A_{f-1, i} \left(\frac{v_{j-1, i}}{d_i} \right) + C_{1i} \quad p+2 \leq j \leq f-1 \quad (\text{XIII.1д})$$

$$\frac{\bar{v}_{fi}}{d_i} = A_{f-1, i} \left(\frac{v_{f-1, i}}{d_i} \right) + C_{1i} \quad (\text{XIII.1е})$$

Здесь

$$C_{1i} = 1 + \frac{w_{1i}}{d_i}$$

$$\bar{v}_{pi} = v_{pi} + v'_{pi}$$

Для исчерпывающей секции применимы уравнения (III.9)–(III.11). Исходя из принятых значений L/V и температурных профилей, а также из заданных значений V_1, D , расчет начинают с верха колонны по уравнениям (XIII.1а)–(XIII.1в) до получения величины \bar{v}_{pi}/d_i . Однако прежде чем переходить к дальнейшим расчетам ректификационной колонны, необходимо определить v'_{1i}/d_i , после нахождения которого можно легко вычислить значения v_{pi}/d_i и w_{1i}/d_i , входящие в уравнения (XIII.1г) и (XIII.1д). Вывод выражения для расчета значений v'_{1i}/d_i приведен ниже.

Уравнения для боковой стришинг-секции. Уравнения материальных балансов для всех распределяющихся компонентов можно представить как

$$\frac{l'_{j-1, i}}{d_i} = S_{ji} \left(\frac{l'_{ji}}{d_i} \right) + \frac{l'_{Mi}}{d_i} \quad 1 \leq j \leq M \quad (\text{XIII.2})$$

Из анализа, приведенного в главе VIII, следует, что погрешность вычисления (округления) сводится к минимуму, если применять уравнение (XIII.2). Последовательно подставляя выражение для l'_{ji}/d_i в уравнение для $l'_{j-1, i}/d_i$, получаем следующее соотношение:

$$\frac{l'_{Mi}}{d_i} = \frac{(l'_{0i})/d_i}{\Phi_i} \quad (\text{XIII.3})$$

Здесь

$$\Phi_i = 1 + S_{1i} + S_{1i}S_{2i} + \dots + S_{1i}S_{2i}\dots S_{M-1, i}S_{Mi}$$

Общий баланс дает:

$$\frac{v'_{1i}}{d_i} = \frac{l'_{0i}}{d_i} - \frac{l'_{Mi}}{d_i} \quad (\text{XIII.4})$$

Решая уравнения (XIII,3) и (XIII,4) относительно v'_{1t}/d_t , получаем:

$$\frac{v'_{1t}}{d_t} = \left(\frac{\Phi_t - 1}{\Phi_t} \right) \left(\frac{l'_{0t}}{d_t} \right) \quad (\text{XIII } 5)$$

Соотношение между l'_{0t}/d_t и v_{pt}/d_t следующее:

$$\frac{l'_{0t}}{d_t} = \left(\frac{L'_0}{L_p} \right) \left(\frac{l_{pt}}{d_t} \right) = \left(\frac{L'_0}{L_p} \right) (A_{pt}) \left(\frac{v_{pt}}{d_t} \right) \quad (\text{XIII } 6)$$

Исключая l'_{0t}/d_t из уравнений (XIII,5) и (XIII,6), получаем равенство

$$\frac{v'_{1t}}{d_t} = \left(\frac{\Phi_t - 1}{\Phi_t} \right) \left(\frac{L'_0 A_{pt}}{L_p} \right) \left(\frac{v_{pt}}{d_t} \right) \quad (\text{XIII } 7)$$

Поток L'_0 , входящий в это выражение, определяют по уравнению (XIII,13). Поскольку $\bar{v}_{pt}/d_t = v_{pt}/d_t + v'_{1t}/d_t$, то из уравнения (XIII,7) можно получить следующее выражение:

$$\frac{v'_{1t}}{d_t} = \frac{(\bar{v}_{pt}/d_t)}{1 + [\Phi_t/(\Phi_t - 1)] (L_p/L'_0 A_{pt})} \quad (\text{XIII } 8)$$

Определив v'_{1t}/d_t по уравнению (XIII,8), вычисляют значение v_{pt}/d_t по уравнению (XIII,7) и по формуле (XIII,3) — величину l'_{M_t}/d_t (которая равна w_{1t}/d_t). Затем расчеты проводят по уравнению (XIII,2) для всех компонентов, кроме водяного пара.

Проведя вычисления для стриппинг-секции, продолжают расчет ректификационной колонны от тарелки ($p + 1$) до тарелки питания по уравнениям (XIII,1)–(XIII,1e). Далее по уравнениям (III,9)–(III,11) проводят расчет исчерпывающей секции ректификационной колонны, а по уравнению (XI,44) определяют b_t/d_t для каждого распределяющегося компонента.

Метод сходимости

Заданными параметрами являются F , D , W_1 , V'_1 , V'_{M+1} , f , N , M , а также тип дефлегматора ректификационной колонны, давление в системе и агрегатное состояние питания F и V'_{M+1} . При каждой итерации для всей установки получают рассчитанные значения b_t/d_t и w_{1t}/d_t . Корректированные значения находят по уравнениям (VII,1) и (VII,2) с учетом множителей θ_0 и θ_1 , определяемых при помощи функций $g_0(\theta_0, \theta_1)$ и $g_1(\theta_0, \theta_1)$, которые решают относительно искомых значений θ_0 и θ_1 [см. уравнения (VII,6) и (VII,7)]. Составы в ректификационной колонне вычисляют

по уравнениям (VI,3)–(VI,7), а в боковой стриппинг-секции — по следующим формулам:

$$y'_{j,i} = \left(\frac{V'_j - v'_{j,L}}{V'_j} \right) \frac{(v'_{j,i}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}}{\sum_{i \neq H, L} (v'_{j,i}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}} \quad i \neq H, L \quad (\text{XIII,9a})$$

$$y'_{j,L} = \frac{v'_{j,L}}{V'_j} \quad (\text{XIII,9b})$$

$$x'_{j,i} = \left(\frac{L'_j - l'_{j,H}}{L'_j} \right) \frac{(l'_{j,i}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}}{\sum_{i \neq H, L} (l'_{j,i}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}} \quad i \neq H, L \quad (\text{XIII,9b})$$

$$x'_{j,H} = \frac{l'_{j,H}}{L'_j} \quad (\text{XIII,9c})$$

Общие потоки пара и жидкости, входящие в эти формулы, представляют собой корректированные значения. Если они заданы и постоянны, то тогда их непосредственно применяют в уравнении (XIII,9). Обычно же заданными являются только потоки V'_{M+1} и W_1 (обозначается так же как L'_M). Другие потоки определяют по приведенным ниже приближениям, обеспечивающим получение хороших результатов:

$$V'_j = \sum_{i \neq H, L} \left(\frac{v'_{j,i}}{b_i} \right)_{ca} (b_i)_{co} + v'_{j,L} \quad j \neq 1 \quad (\text{XIII,10})$$

$$L'_j = \sum_{i \neq H, L} \left(\frac{l'_{j,i}}{b_i} \right)_{ca} (b_i)_{co} + l'_{j,H} \quad j \neq 0, M \quad (\text{XIII,11})$$

$$V'_1 = \sum_{i \neq H, L} \theta_1 \left(\frac{v'_{1,i}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} + v'_{1,L} \quad (\text{XIII,12})$$

$$L'_0 = \sum_{i \neq H, L} \theta_1 \left(\frac{l'_{0,i}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} + w_{1,H} \quad (\text{XIII,13})$$

Отметим, что для частного случая, рассматриваемого здесь, в уравнениях (XIII,9)–(XIII,13) $v'_{j,L} = V'_{M+1}$ и $l'_{j,H} = w_{1,H} = 0$.

Вывод уравнений (XIII,9)–(XIII,11) приведен ниже. Уравнения (XIII,12) и (XIII,13) получаются следующим образом.

Для стриппинг-секции справедливо равенство:

$$\left(\frac{l'_{0,i}}{d_i} \right)_{ca} = \left(\frac{v'_{1,i}}{d_i} \right)_{ca} + \left(\frac{w_{1,i}}{d_i} \right)_{ca} \quad (\text{XIII,14})$$

Умножая обе части этого уравнения на $\theta_1 (d_i)_{co}$ и проводя преобразования, получим:

$$\theta_1 \left(\frac{l'_{0i}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} - \theta_1 \left(\frac{v'_{1i}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} = \theta_1 \left(\frac{w_{1i}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} \quad (\text{XIII},15)$$

Напомним, что множитель θ для каждого компонента рассчитывают таким образом, чтобы правая часть уравнения (XIII,15) представляла собой значение $(w_{1i})_{co}$, которое входит в уравнение общего материального баланса для всей установки:

$$FX_i = (d_i)_{co} + (b_i)_{co} + (w_{1i})_{co} \quad (\text{XIII},16)$$

Корректированные значения $(w_{1i})_{co}$ определены методом сходимости для всей установки, поэтому число корректированных количеств v'_{1i} и l'_{0i} , которые бы удовлетворяли условию материального баланса стриппинг-секции, уменьшается.

Итак для каждого распределяющегося компонента

$$(l'_{0i})_{co} - (v'_{1i})_{co} = (w_{1i})_{co} \quad (\text{XIII},17)$$

Этому условию удовлетворяют значения l'_{0i} и v'_{1i} , получаемые в левой части уравнения (XIII,15) и равные соответственно

$$(l'_{0i})_{co} = \theta_1 \left(\frac{l'_{0i}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} \quad (\text{XIII},18)$$

$$(v'_{1i})_{co} = \theta_1 \left(\frac{v'_{1i}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} \quad (\text{XIII},19)$$

Суммирование уравнений (XIII,18) и (XIII,19), записанных для всех распределяющихся компонентов, дает искомые величины потоков [уравнения (XIII,12) и (XIII,13)]. Эти значения L'_0 и V'_0 соответствуют уравнениям общего материального баланса для стриппинг-секции. Значения v'_{1i} и V'_1 , определенные по уравнениям (XIII,19) и (XIII,12), используют для расчета состава пара, выходящего из стриппинг-секции.

Вывод уравнений (XIII,9) — (XIII,11). Рассмотрим боковую стриппинг-секцию, для которой заданы значения V'_j и L'_j (используется Q -метод составления тепловых балансов). Допустим, что для данной итерации получены корректированные значения w_{1i} , l'_{0i} и v'_{1i} . Выражения для расчета составов на каждой тарелке можно вывести на основе следующих положений. Примем, что коэффициенты σ_j определяются как

$$(v'_{ji})_{co} = \sigma_j \left(\frac{v'_{ji}}{v'_{1i}} \right)_{ca} (v'_{1i})_{co} \quad i \neq H, L-1 \leq j \leq M \quad (\text{XIII},20)$$

а значение τ_j как

$$(l'_{ji})_{co} = \tau_j \left(\frac{l'_{ji}}{w_{1i}} \right)_{ca} (w_{1i})_{co} \quad i \neq H, L-1 \leq j \leq M \quad (\text{XIII},21)$$

При $j = 0$ и $j = M + 1$ допускаются более общие определения для τ и σ , т. е.

$$(v'_{M+1, i})_{co} = \sigma_{M+1, i} \left(\frac{v'_{M+1, i}}{v'_{1i}} \right)_{ca} (v'_{1i})_{co} \quad i \neq H, L \quad (\text{XIII},22)$$

$$(l'_{0i})_{co} = \tau_{0i} \left(\frac{l'_{0i}}{w_{1i}} \right)_{ca} (w_{1i})_{co} \quad i \neq H, L \quad (\text{XIII},23)$$

Ниже показано, что отношение $\sigma_{M+1, i}$ к τ_{0i} не зависит от i для конкретных значений w_{1i} , l'_{0i} и v'_{1i} , найденных в соответствии с предыдущими рекомендациями.

Выражения для V'_j и L'_j получают сложением обеих частей уравнений (XIII,20) и (XIII,21) по всем распределяющимся компонентам с добавлением однофазных составляющих v'_{jL} и l'_{jH} к каждой части соответствующих уравнений:

$$V'_j = \sum_{i \neq H, L} \sigma_j \left(\frac{v'_{ji}}{v'_{1i}} \right)_{ca} (v'_{1i})_{co} + v'_{jL} \quad 1 \leq j \leq M \quad (\text{XIII},24)$$

$$L'_j = \sum_{i \neq H, L} \tau_j \left(\frac{l'_{ji}}{w_{1i}} \right)_{ca} (w_{1i})_{co} + l'_{jH} \quad 1 \leq j \leq M \quad (\text{XIII},25)$$

Из определения мольной доли и уравнений (XIII,20) и (XIII,24) следует, что

$$y'_{ji} = \frac{\sigma_j (v'_{ji}/v'_{1i})_{ca} (v'_{1i})_{co}}{\sum_{i \neq H, L} \sigma_j (v'_{ji}/v'_{1i})_{ca} (v'_{1i})_{co} + v'_{jL}} \quad (\text{XIII},26)$$

Решая уравнение (XIII,24) относительно σ_j

$$\sigma_j = \frac{V'_j - v'_{jL}}{\sum_{i \neq H, L} (v'_{ji}/v'_{1i})_{ca} (v'_{1i})_{co}} \quad (\text{XIII},27)$$

и подставляя выражение (XIII,27) в уравнение (XIII,26), получим:

$$y'_{ji} = \left(\frac{V'_j - v'_{jL}}{V'_j} \right) \frac{(v'_{ji}/v'_{1i})_{ca} (v'_{1i})_{co}}{\sum_{i \neq H, L} (v'_{ji}/v'_{1i})_{ca} (v'_{1i})_{co}} \quad (\text{XIII},28)$$

Значения $(v'_{ii})_{co}$ определяются уравнением (XIII,19), поэтому каждый член в уравнении (XIII,28) можно записать в виде

$$\left(\frac{v'_{ji}}{v'_{1i}} \right)_{ca} (v'_{1i})_{co} = \theta_1 \left(\frac{v'_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} \quad (\text{XIII},29)$$

Подставляя это выражение в уравнение (XIII,28), получим искомый результат — уравнение (XIII,9а). Если V'_j и L'

неизвестны, то можно пользоваться их приближенными значениями, которые определяются уравнениями (ХIII,10) и (ХIII,11).

Если решение получено, то $\sigma_j = \tau_j = 1$ для всех j .

Поскольку задано, что отпарным (отгонным) агентом стрип-пинг-секции является водяной пар (однофазный компонент), то очевидно, что величины $(v'_{M+1, i})_{ca}$ и $(v'_{M+1, i})_{co}$ равны нулю при i , равном от 2 до s (пар является компонентом № 1). Таким образом, уравнение (ХIII,22) упрощается:

$$1 = \sigma_{M+1, i} \frac{(v'_{1i})_{co}}{(v'_{1i})_{ca}} \quad (\text{ХIII.30})$$

Исключение $(v'_{1i})_{co}$ из этого выражения при помощи уравнения (ХIII,19) дает:

$$\frac{1}{\sigma_{M+1, i}} = \theta_1 \frac{(d_i)_{co}}{(d_i)_{ca}}$$

Значение τ_{0i} определяют следующим образом. Исключая $(l'_{0i})_{co}$ из уравнений (ХIII,18) и (ХIII,23) получим:

$$\theta_1 \frac{(d_i)_{co}}{(d_i)_{ca}} = \tau_{0i} \frac{(w_{1i})_{co}}{(w_{1i})_{ca}} \quad (\text{ХIII.31})$$

Заменяя $(w_{1i})_{co}$ на эквивалент, определяемый уравнением (VIII,2), находим, что

$$\frac{\tau_{0i} (w_{1i})_{co}}{(w_{1i})_{ca}} = \frac{\tau_{0i} (w_{1i}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}}{(w_{1i})_{ca}} = \tau_{0i} \theta_1 \frac{(d_i)_{co}}{(d_i)_{ca}} \quad (\text{ХIII.32})$$

Сравнение этого выражения с уравнением (ХIII,31) показывает, что $\tau_{0i} = 1,0$.

Уравнения (ХIII,24) и (ХIII,29) можно скомбинировать и получить:

$$V'_j = \sum_{i=H, L} (\sigma_j \theta_1) \left(\frac{v'_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} + v'_{jL} \quad 1 \leq j \leq M \quad (\text{ХIII.33})$$

Очевидно, что уравнение (ХIII,10) представляет собой приближенную форму уравнения (ХIII,33), в котором комбинированный множитель $(\sigma_j \theta_1)$ принят равным единице. Аналогично можно преобразовать уравнение (ХIII,25):

$$L'_j = \sum_{i=H, L} \left(\tau_j \frac{\theta_1}{\theta_0} \right) \left(\frac{l'_{ji}}{b_i} \right)_{ca} (b_i)_{co} + l'_{jH} \quad 1 \leq j \leq M \quad (\text{ХIII.34})$$

Уравнение (ХIII,11) является приближенным выражением уравнения (ХIII,34). В этом случае комбинированный множитель $\tau_j (\theta_1/\theta_0)$ принят равным единице. Эти приближенные выражения основаны на результатах¹, полученных при решении большого

числа различных примеров, показавших, что указанные выражения являются наилучшими из всех рассмотренных приближенных зависимостей.

Определив корректированные составы и соответствующие температуры для данного приближения по уравнениям тепловых балансов (метод постоянных составов и Q -метод), находят потоки V'_1 , L'_0 и L'_j , которые используют при расчете новых значений факторов извлечения и отпарки.

Примеры расчета

Ниже приведены условия примера XIII-1.

Пример XIII. Дефлэгматор парциальный, $N = 16$, $f = 11$, $M = 9$, $W_1 = 45$ (жидкость) отбирается с тарелки № 9, $V_{M+1} = 5$, $D = 25$ (пар) давление в колонне 21 ат. Питание подается в виде жидкости при температуре кипения. Начальный температурный профиль для колонны — линейный в интервале 60—249° С, для стриппинг-секции — в интервале 93—182° С. Начальные потоки пара в ректификационной колонне следующие: $V_j = 225$, $1 \leq j \leq 8$ и $V_j = 220,9$, $1 \leq j \leq 12$ в боковой стриппинг-секции $V_j = 5$, $V_{M+1} = 5$, $1 < j < 9$. Кроме того, известны следующие данные:

Компонент	C ₃ H ₈	изо-C ₄	n-C ₄	изо-C ₅	n-C ₅	n-C ₆	n-C ₇
FX	5	8	12	30	25	12	8

При решении этого примера температуры определялись по точкам кипения; при последующих приближениях (итерациях), начиная со второго, вычислялся средний температурный профиль. Величины общих потоков как в ректификационной колонне, так и в стриппинг-секции находили путем комбинирования метода

ТАБЛИЦА 82
Температуры и потоки пара, полученные для ректификационной колонны при решении примера XIII-1

№ тарелки	№ приближения				№ тарелки	№ приближения			
	8	24	8	24		8	24	8	24
	Температурные профили		Потоки пара			Температурные профили		Потоки пара	
0	88,18	87,53	25,0	25,0	9	153,09	152,33	185,2	187,4
1	107,53	106,58	225,0	225,0	10	157,14	157,0	188,1	190,2
2	113,19	111,67	253,8	254,7	11	162,03	161,73	185,3	186,1
3	119,00	116,73	249,8	251,5	12	155,78	166,57	195,0	194,9
4	126,47	122,53	243,5	245,3	13	170,42	170,21	199,9	200,2
5	132,33	129,15	237,4	238,3	14	174,05	173,74	201,6	202,2
6	138,74	135,82	233,4	232,8	15	179,00	178,54	200,1	200,9
7	144,30	141,83	231,6	229,8	16	186,93	186,33	194,9	195,6
8	148,38	146,78	231,3	228,7	17	199,91	199,31	186,4	186,7

ТАБЛИЦА 8.3

Температуры и потоки пара, полученные для боковой стриппинг-секции при решении примера XIII-1

№ тарелки	№ приближения											
	8	12	24	8	12	24	8	12	24	8	12	24
	Температурные профили						Потоки пара					
1	134,90	142,04	144,35	40,7	37,6	40,5	-4 737,2	0,0	0,0			
2	113,79	126,36	132,58	15,1	18,4	19,3	14 665,2	6 193,7	0,0			
3	108,74	117,58	122,7	11,9	14,5	14,8	0,0	720,7	0,0			
4	106,11	112,43	117,08	10,5	12,8	12,9	1 980,56	1 522,0	0,0			
5	105,82	110,31	116,93	10,1	11,7	11,8	0,0	0,0	0,0			
6	105,56	109,35	114,20	10,2	10,9	11,2	0,0	0,0	0,0			
7	104,55	108,89	112,38	10,5	10,7	10,7	652,6	0,0	0,0			
8	103,89	108,74	110,87	10,6	10,4	10,4	607,2	0,0	0,0			
9	104,49	109	109,49	10,0	10,0	10,0	18 873,3	-18 369,3	-16 706,3			

постоянных составов и Q -метода. До учета тепловых балансов сделано по три приближения на основе полученных значений для потоков пара и жидкости. В следующих четырех приближениях была допущена возможность изменения потоков пара в пределах 20 %, а затем в пределах 5 %. Решение примера XIII-1 дается в табл. 82—84.

Отметим, что если задана энтальпия пара, то может потребоваться дополнительный подвод тепла к нижней тарелке стриппинг-секции. Это можно осуществить или при помощи кипятильника для стриппинг-секции или путем использования пара с такой энтальпией, при которой требующаяся тепловая нагрузка для тарелки M будет равна нулю.

ТАБЛИЦА 8.4

Решение примера XIII-1

№ приближения	Изменения D и W_1 в зависимости от № приближения				Компонент	Составы продуктов разделения		
	D	W_1	θ_0	θ_1		d	b	w_2
Приближение двадцать четвертое								
1	17,64	67,75	1,041	0,170	C_3H_8	4,862	$5,161 \cdot 10^{-4}$	$1,370 \cdot 10^{-1}$
4	23,67	49,59	0,974	0,738	$изо-C_4$	6,864	$1,948 \cdot 10^{-3}$	1,134
8	24,62	47,12	1,042	0,909	$н-C_4$	8,048	$1,046 \cdot 10^{-1}$	3,847
12	25,04	45,03	1,015	1,010	$изо-C_5$	$2,010 \cdot 10^{-1}$	5,550	$1,925 \cdot 10^{-1}$
16	25,06	45,02	1,021	1,015	$н-C_5$	$4,200 \cdot 10^{-2}$	1,116 · 10	$1,884 \cdot 10$
20	25,005	44,978	1,0001	1,001	$н-C_6$	$1860 \cdot 10^{-7}$	$1,045 \cdot 10$	1,555
24	24,999	44,999	1,0009	0,9999	$н-C_7$	$3,280 \cdot 10^{-10}$	7,714	$2,000 \cdot 10^{-1}$

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ (см. главы II—XII)

M — общее число тарелок в стриппинг-секции.

Q'_j — нагрузка на промежуточный холодильник (или нагреватель) на j -той тарелке стриппинг-секции.

ЗАДАЧИ

XIII-1. Вывести уравнения покомпонентных материальных балансов для укрепляющей секции ректификационной колонны установки, имеющей внутренний рецикл (см. рис. XIII-2).

XIII-2. а) Показать, что уравнения, выведенные при решении задачи XIII-1, можно решить и получить:

$$\frac{v_{pi}}{d_i} = \omega_i \left(\frac{v_{p-m,i}}{d_i} \right) + (\Omega_i - \omega_i) \left(1 - \frac{v'_{1i}}{d_i} \right)$$

Здесь

$$\Omega_i = 1 + A_{p-1,i} + A_{p-1,i} A_{p-2,i} + \dots +$$

$$+ A_{p-1,i} A_{p-2,i} \dots A_{p-m+1,i} A_{p-m,i}$$

$$\omega_i = A_{p-1,i} A_{p-2,i} \dots A_{p-m+1,i} A_{p-m,i}$$

б) Установить, что выражение, определяемое уравнением (XII,7), применимо к рассматриваемой установке.

в) Доказать, что

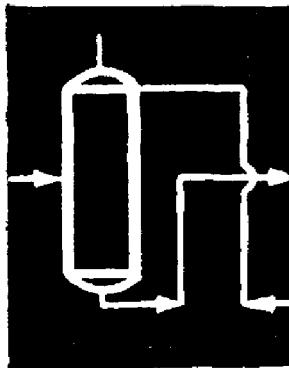
$$\frac{v'_{1i}}{d_i} = \frac{\Omega_i + \omega_i [(\bar{v}_{p-m,i}/d_i) - 1]}{\Omega_i + (\Phi_i/\Phi_i - 1) (L_p/L'_0 A_{pi})}$$

причем

$$\frac{\bar{v}_{p-m,i}}{d_i} = \frac{v_{p-m,i}}{d_i} + \frac{v'_{1i}}{d_i}$$

ЛИТЕРАТУРА

1. Dickey B. R., M. S. thesis, A. and M. College of Texas, College Station, Texas, January 1962.
2. Dickey B. R., Holland C. D., Cecchetti R., Petrol. Ref., 41, № 2, 143 (1962).
3. Amundson N. R., Pontinen A. J., Tierney J. W., Am. Ind. Chem. Eng. J., 5, 295 (1959).



Θ-МЕТОД СХОДИМОСТИ ДЛЯ СИСТЕМ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН *

Система простых колонн

Θ-Метод сходимости применяется в тех случаях, когда ректификационные колонны соединены последовательно, но осуществлена рециркуляция между колоннами. Сущность Θ'-метода можно изложить на примере установки, схема которой показана на рис. XIV-1. Установка состоит из абсорбционно-отпарной колонны I и простой ректификационной колонны II. Задается количество дистиллята D , определяющее V_1 , так как количество питания F является постоянным. Кроме того, задается величина рецикла B (или L_N), которая в свою очередь определяет L_N (или B). Помимо этого, для каждой колонны заданы тип дефлегматора, давление, число тарелок и номер тарелки питания, состав и агрегатное состояние питания F колонны I и поток жидкой флегмы (L_0) в колонне II.

Вначале следует сделать допущения относительно профилей L/V , температур по колоннам и величин b_i и l_{Ni} . Затем итеративные расчеты выполняют для каждой колонны так, как это описано ниже.

Для колонны I находят количества $(v_{1i})_{ca}$ и $(l_{Ni})_{ca}$, а также отношения $(v_{ji}/v_{1i})_{ca}$ и $(l_{ji}/l_{Ni})_{ca}$. Аналогично для колонны II определяют состав продукта разделения $(d_j)_{ca}$ и $(b_i)_{ca}$, а также отношения $(v_{ji}/d_j)_{ca}$ и $(l_{ji}/b_i)_{ca}$.

Для колонны I:

$$y_{ji} = \frac{(v_{ji}/v_{1i})_{co} (v_{1i})_{co}}{\sum_{i=1}^c (v_{ji}/v_{1i})_{ca} (v_{1i})_{co}} \quad \text{и} \quad x_{ji} = \frac{(l_{ji}/l_{Ni})_{ca} (l_{Ni})_{co}}{\sum_{i=1}^c (l_{ji}/l_{Ni})_{ca} (l_{Ni})_{co}} \quad (\text{XIV.1})$$

* Для систем принято обозначение: θ-метод.

Для колонны II:

$$y_{ji} = \frac{(v_{ji}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}}{\sum_{i=1}^c (v_{ji}/d_i)_{ca} (d_i)_{co}}$$

$$\text{и } x_{ji} = \frac{(l_{ji}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}}{\sum_{i=1}^c (l_{ji}/b_i)_{ca} (b_i)_{co}}$$

(XIV.2)

Связь между корректированными и рассчитанными количествами компонента можно выразить при помощи следующих множителей:

$$\left(\frac{l_{Ni}}{v_{1i}} \right)_{co} = \Theta_0 \left(\frac{l_{Ni}}{v_{1i}} \right)_{ca} \quad (\text{XIV.3})$$

$$\left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{co} = \Theta_1 \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca} \quad (\text{XIV.4})$$

Здесь корректированные потоки, полученные в результате применения этих множителей, должны удовлетворять общему материальному балансу для системы, а не только для одной колонны, как в более простом случае, определяемом буквой θ .

Для рассматриваемой системы можно написать два независимых уравнения общих материальных балансов.

$$FX_i = (v_{1i})_{co} + (d_i)_{co} \quad (\text{XIV.5})$$

$$FX_i = (v_{1i})_{co} + (l_{Ni})_{co} - (b_i)_{co} \quad (\text{XIV.6})$$

Уравнение XIV.6 — условие материального баланса колонны I.

Отметим, что уравнение, определяющее материальный баланс колонны II, является уже зависимым (производным), и оно получается из уравнений (XIV.5) и (XIV.6). Ниже приведен вывод формул для $(v_{1i})_{ca}$ и $(d_i)_{ca}$.

Решая уравнение (XIV.5) относительно $(d_i)_{co}$, получаем:

$$(d_i)_{co} = \frac{FX_i}{1 + (v_{1i}/d_i)_{co}} \quad (\text{XIV.7})$$

Аналогично можно решить уравнение (XIV.6) относительно $(v_{1i})_{co}$:

$$(v_{1i})_{co} = \frac{FX_i}{1 + \Theta_0 (l_{Ni}/v_{1i})_{ca} - \Theta_1 (b_i/d_i)_{ca} (d_i/v_{1i})_{co}} \quad (\text{XIV.8})$$

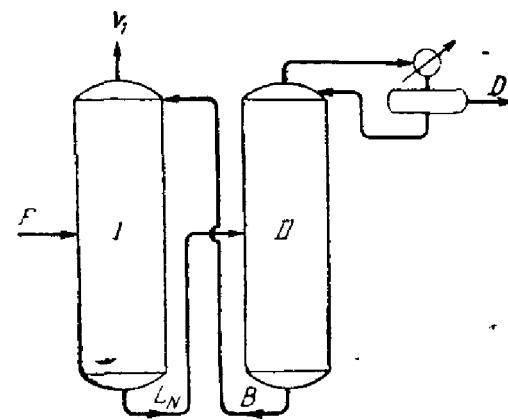


Рис. XIV-1. Система с рециклом.

Разделив почленно уравнение (XIV,7) на уравнение (XIV,8) и решив полученное выражение относительно $(d_i/v_{1i})_{co}$, найдем:

$$(d_i/v_{1i})_{co} = \frac{\Theta_0 (l_{Ni}/v_{1i})_{ca}}{1 + \Theta_1 (b_i/d_i)_{ca}} \quad (\text{XIV,9})$$

Подставляя это выражение в уравнения (XIV,7) и (XIV,8), получим искомые формулы:

$$(d_i)_{co} = \frac{\Theta_0 (l_{Ni}/v_{1i})_{ca} FX_i}{1 + \Theta_0 (l_{Ni}/v_{1i})_{ca} + \Theta_1 (b_i/d_i)_{ca}} \quad (\text{XIV,10})$$

$$(v_{1i})_{co} = \frac{[1 + \Theta_1 (b_i/d_i)_{ca}] FX_i}{1 + \Theta_0 (l_{Ni}/v_{1i})_{ca} + \Theta_1 (b_i/d_i)_{ca}} \quad (\text{XIV,11})$$

Формулы для $(l_{Ni})_{co}$ и $(b_i)_{co}$ можно получить из уравнений (XIV,3), (XIV,4), (XIV,10) и (XIV,11).

Для определения Θ_0 и Θ_1 требуется два независимых уравнения. Их выводят, исходя из двух заданных величин D и L_N . Так как этим величинам должны удовлетворять корректированные количества компонентов, то искомые значения Θ_0 и Θ_1 будут теми положительными корнями, при которых функции G_0 , G_1 одновременно равны нулю ($G_0 = G_1 = 0$), причем

$$G_0(\Theta_0, \Theta_1) = \sum_{i=1}^e (d_i)_{co} - D \quad (\text{XIV,12})$$

$$G_1(\Theta_0, \Theta_1) = \sum_{i=1}^e (l_{Ni})_{co} - L_N \quad (\text{XIV,13})$$

Уравнение (XIV,10) определяет значение $(d_i)_{co}$ в функции G_0 а следующее ниже выражение $(l_{Ni})_{co}$ — в функции G_1 :

$$(l_{Ni})_{co} = \Theta_0 (l_{Ni}/v_{1i})_{ca} (v_{1i})_{co}$$

или

$$(l_{Ni})_{co} = \frac{\Theta_0 (l_{Ni}/v_{1i})_{ca} [1 + \Theta_1 (b_i/d_i)_{ca}] FX_i}{1 + \Theta_0 (l_{Ni}/v_{1i})_{ca} + \Theta_1 (b_i/d_i)_{ca}} \quad (\text{XIV,14})$$

Поведение каждой из этих функций в окрестности положительных корней показано на рис. XIV-2—XIV-4. Значение Θ можно определить по способу Ньютона—Рафсона (см. главы I и VII). Когда питание F содержит однофазные легкие и тяжелые компоненты, функция G_1 модифицируется путем замены L_N на $(L_N - \sum_H l_H)$.

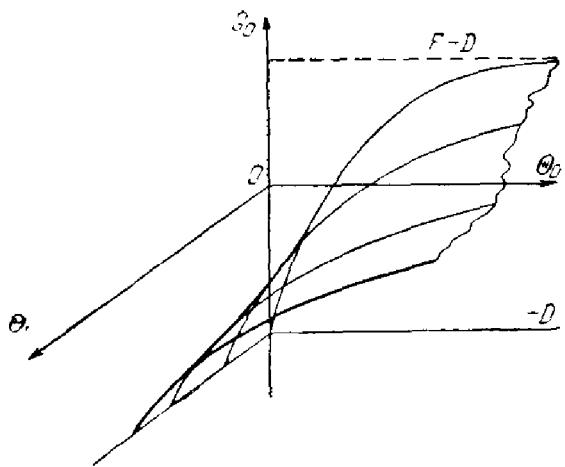


Рис. XIV-2. Функция G_0 в окрестности положительных корней.

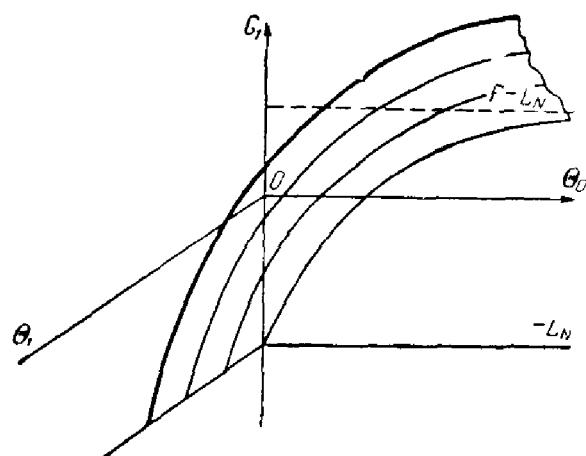


Рис. XIV-3. Функция G_1 в окрестности положительных корней.

Расчеты при наличии нераспределющихся компонентов. Вывод формул, применяемых при наличии нераспределющихся компонентов в системе (см. рис. XIV-1), аналогичен выводу для одной колонны (см. главу VI). Для тяжелого нераспределяющегося компонента в абсорбционно-отпарной колонне величины $(v_{1i})_{ca}$ и $(v_{1i})_{co}$ равны нулю, а произведение $[(v_{ji}/v_{1i})_{ca} (v_{1i})_{co}]$ в уравнении (XIV,1) для раскрытия неопределенности заменяется на эквивалентное, т. е.

$$\begin{aligned} \left(\frac{v_{ji}}{v_{1i}} \right)_{ca} (v_{1i})_{co} &= \left(\frac{v_{ji}}{l_{Ni}} \right)_{ca} \left(\frac{l_{Ni}}{v_{1i}} \right)_{ca} (v_{1i})_{co} = \\ &= \left(\frac{r_{ji}}{l_{Ni}} \right)_{ca} \left(\frac{l_{Ni}}{v_{1i}} \right)_{ca} \left(\frac{1}{\Theta_0} \right) \left(\frac{v_{1i}}{l_{Ni}} \right)_{ca} (l_{Ni})_{co} = \left(\frac{1}{\Theta_0} \right) \left(\frac{v_{ji}}{l_{Ni}} \right)_{ca} (l_{Ni})_{co} \end{aligned} \quad (\text{XIV,15})$$

Аналогично для легкого нераспределяющегося компонента в абсорбционно-отпарной колонне $(l_{Ni})_{ca} = 0$, $(l_{Ni})_{co} = 0$ и можно показать, что

$$\left(\frac{l_{ji}}{l_{Ni}} \right)_{ca} (l_{Ni})_{co} = \Theta_0 \left(\frac{l_{ji}}{v_{1i}} \right)_{ca} (v_{1i})_{co} \quad (\text{XIV,16})$$

Формулы для корректирования количеств нераспределяющихся компонентов в продуктowych фракциях выводят следующим образом.

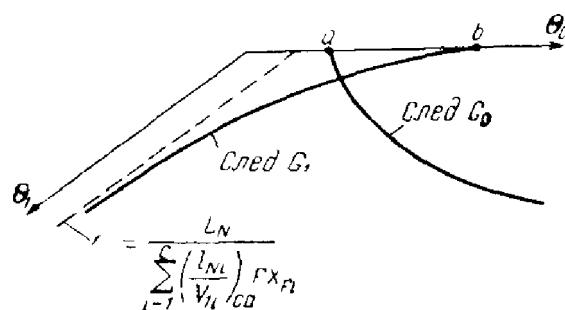


Рис. XIV-4. Следы функций G_0 и G_1 на плоскости $\Theta_0 \Theta_1$.

Для тяжелого нераспределяющегося компонента в абсорбционно-отпарной колонне из уравнения (XIV,5) следует, что

$$(d_i)_{co} = FX_i \quad (\text{XIV.17})$$

Формулу для $(l_{Ni})_{co}$ получают, записывая уравнение (XIV,6) в следующем виде:

$$FX_i = (l_{Ni})_{co} \left[1 - \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{co} \left(\frac{d_i}{l_{Ni}} \right)_{co} \right]$$

Исключая из этого выражения $(b_i/d_i)_{co}$ и $(d_i)_{co}$ при помощи соответственно уравнений (XIV,4) и (XIV,17) и проводя преобразование, получаем:

$$(l_{Ni})_{co} = FX_i \left[1 + \Theta_1 \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca} \right] \quad (\text{XIV.18})$$

Формулу $(b_i)_{co}$ для нераспределяющегося тяжелого компонента получают объединением уравнений (XIV,4) и (XIV,18). Для легкого нераспределяющегося компонента абсорбционно-отпарной колонны $(l_{Ni})_{co} = 0$, $(b_i)_{co} = 0$, $(d_i)_{co} = 0$ и $(v_{1i})_{co} = FX_i$.

Нераспределяющиеся компоненты ректификационной колонны находят при помощи следующих формул, которые выводят аналогично формулам для абсорбционно-отпарной колонны. Для тяжелого нераспределяющегося компонента ректификационной колонны $(d_i)_{ca} = 0$, $(d_i)_{co} = 0$ и

$$\left(\frac{v_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} = \left(\frac{1}{\Theta_1} \right) \left(\frac{v_{ji}}{b_i} \right)_{ca} (b_i)_{co} \quad (\text{XIV.19})$$

$$(l_{Ni})_{co} = (b_i)_{co} = \Theta_0 \left(\frac{l_{Ni}}{v_{1i}} \right)_{ca} FX_i \quad (\text{XIV.20})$$

$$(v_{1i})_{co} = FX_i \quad (\text{XIV.21})$$

Для легкого нераспределяющегося компонента ректификационной колонны $(b_i)_{ca} = 0$, $(b_i)_{co} = 0$ и

$$\left(\frac{l_{ji}}{b_i} \right)_{ca} (b_i)_{co} = \Theta_1 \left(\frac{l_{ji}}{d_i} \right)_{ca} (d_i)_{co} \quad (\text{XIV.22})$$

а также

$$(v_{1i})_{co} = \frac{FX_i}{1 + \Theta_0 (l_{Ni}/v_{1i})_{ca}} \quad (\text{XIV.23})$$

$$(d_i)_{co} = (l_{Ni})_{co} = \Theta_0 \left(\frac{l_{Ni}}{v_{1i}} \right)_{ca} (v_{1i})_{co} \quad (\text{XIV.24})$$

Система сложных колонн

Θ-Метод можно применить к системе сложных колонн, изображенной на рис. XIV-5.

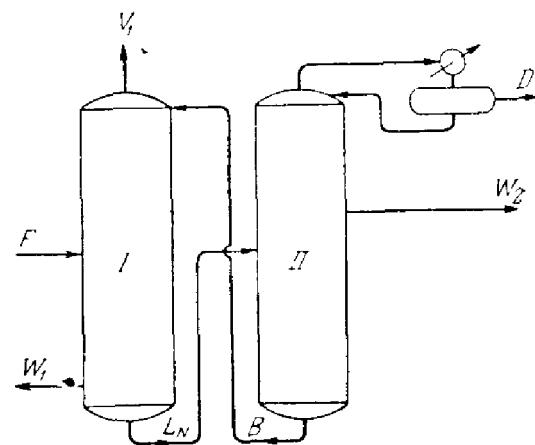
Составы для каждой колонны рассчитывают по уравнениям (XIV,1) и (XIV,2). Для каждого из боковых отборов (W_1 и W_2) получают соответствующий множитель:

$$(w_{1i}/v_{1i})_{co} = \Theta_2 (w_{1i}/v_{1i})_{ca} \quad (\text{XIV},25)$$

$$(w_{2i}/d_i)_{co} = \Theta_3 (w_{2i}/d_i)_{ca} \quad (\text{XIV},26)$$

Таким образом, для системы, изображенной на рис. XIV-5, корректированные и рассчитанные количества компонентов связаны между собой уравнениями (XIV,3), (XIV,4), (XIV,25)

Рис. XIV-5. Система сложных колонн:
I, II — колонны.



и (XIV,26). При помощи множителей Θ определяются такие величины, которые удовлетворяют общим материальными балансам:

$$FX_i = (v_{1i})_{co} + (d_i)_{co} + (w_{1i})_{co} + (w_{2i})_{co} \quad (\text{XIV},27)$$

$$FX_i = (v_{1i})_{co} + (l_{Ni})_{co} + (w_{1i})_{co} - (b_i)_{co} \quad (\text{XIV},28)$$

и заданным значениям D , L_N , W_1 , W_2 . Этим условиям удовлетворяют положительные корни Θ , при которых функции $G_0 = G_1 = G_2 = G_3 = 0$ одновременно, причем

$$G_0(\Theta_0, \Theta_1, \Theta_2, \Theta_3) = \sum_{i=1}^c (d_i)_{co} - D \quad (\text{XIV},29)$$

$$G_1(\Theta_0, \Theta_1, \Theta_2, \Theta_3) = \sum_{i=1}^c (l_{Ni})_{co} - L_N \quad (\text{XIV},30)$$

$$G_2(\Theta_0, \Theta_1, \Theta_2, \Theta_3) = \sum_{i=1}^c (w_{1i})_{co} - W_1 \quad (\text{XIV},31)$$

$$G_3(\Theta_0, \Theta_1, \Theta_2, \Theta_3) = \sum_{i=1}^c (w_{2i})_{co} - W_2 \quad (\text{XIV},32)$$

Формулы для корректированных количеств отдельных компонентов в продуктовых фракциях, присутствующих в этих функциях, имеют следующий вид:

$$(d_i)_{co} = \frac{\Theta_0 (l_{Ni}/v_{1i})_{ca} FX_i}{R_1 + R_2 R_3} \quad (\text{XIV.33})$$

$$(v_{1i})_{co} = \frac{R_3 FX_i}{R_1 + R_2 R_3} \quad (\text{XIV.34})$$

Здесь

$$R_1 = \left[\Theta_0 \left(\frac{l_{Ni}}{v_{1i}} \right)_{ca} \right] \left[1 + \Theta_3 \left(\frac{w_{2i}}{d_i} \right)_{ca} \right]$$

$$R_2 = 1 + \Theta_2 \left(\frac{w_{1i}}{v_{1i}} \right)_{ca}$$

$$R_3 = 1 + \Theta_1 \left(\frac{b_i}{d_i} \right)_{ca} + \Theta_3 \left(\frac{w_{2i}}{d_i} \right)_{ca}$$

Формулы для $(l_{Ni})_{co}$, $(b_i)_{co}$, $(w_{1i})_{co}$ и $(w_{2i})_{co}$ выводят при помощи полученных расчетом данных и уравнений (XIV.3), (XIV.4), (XIV.25) и (XIV.26). Значения Θ , так же как и раньше, определяются по способу Ньютона — Рафсона (см. главы I и VII). Первоначально проводят несколько итераций для колонн I и II (см. главы VI и VII). После того как определены составы продуктов разделения, применяется Θ -метод.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ (см. главы II—VII)

G_0, G_1, G_2, G_3 — функции Θ .

R_1, R_2, R_3 — произведения, определяемые уравнением (XIV.34).

θ — множитель, применяемый для отдельной дистилляционной колонны.

Θ — множитель, применяемый при расчете системы колонн.

ЗАДАЧИ

XIV-1. Исходя из уравнений (XIV.3) — (XIV.6), получить выражения для $(d_i)_{co}$ и $(v_{1i})_{co}$, определяемые уравнениями (XIV.10) и (XIV.11).

XIV-2. Аналогично получить выражения для $(d_i)_{co}$ и $(v_{1i})_{co}$ — уравнения (XIV.33) и (XIV.34).

XIV-3. Для каждой из следующих комбинаций трех колонн получить формулы корректированных количеств компонента и функцию G (или функцию для колонны без рецикла). При этом произведение $\Theta (b_i/d_i)_{ca}$ удобно обозначить как r_i . Например, для системы с тремя значениями Θ обозначаем:

$$(b_i^1/d_i^1)_{co} = \Theta_1 (b_i^1/d_i^1)_{ca} = r_1;$$

$$(b_i^2/d_i^2)_{co} = \Theta_2 (b_i^2/d_i^2)_{ca} = r_2;$$

$$(b_i^3/d_i^3)_{co} = \Theta_3 (b_i^3/d_i^3)_{ca} = r_3;$$

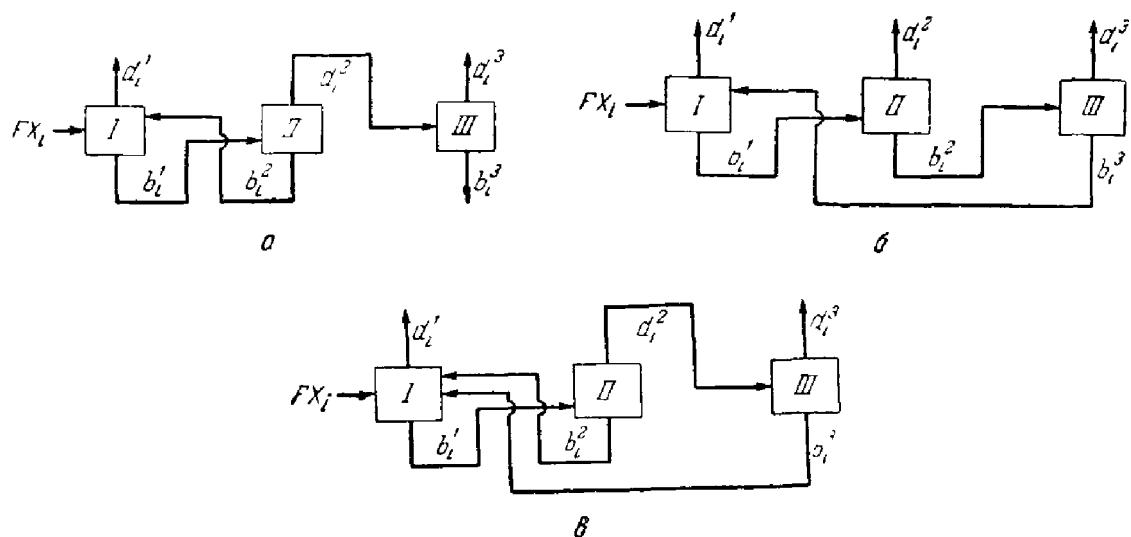


Рис. XIV-6. Различные схемы потоков в установке:
а — задача XIV-3а; б — задача XIV-3б; в — задача XIV-3в.

а) Две колонны связаны рециркулирующим потоком, как показано на рис. XIV-6, а. Следует получить две функции G и одну функцию g .

б) Три колонны связаны, как показано на рис. XIV-6, б. Сначала надо показать, что

$$(d_i^1)_{co} = \frac{F X_i (1 + r_{2i}) (1 + r_{3i})}{(1 + r_{1i}) (1 + r_{2i} + r_{3i}) + r_{2i} r_{3i}}$$

$$(d_i^2)_{co} = \frac{F X_i r_{1i} (1 + r_{3i})}{(1 + r_{1i}) (1 + r_{2i} + r_{3i}) + r_{2i} r_{3i}}$$

$$(d_i^3)_{co} = \frac{F X_i r_{1i} r_{2i}}{(1 + r_{1i}) (1 + r_{2i} + r_{3i}) + r_{2i} r_{3i}}$$

в) Три колонны связаны так, как показано на рис. XIV-6, в.

ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ТАРЕЛОК ПРИ РАСЧЕТЕ КОЛОНН

$$f(T_j)$$

При расчете реальных аппаратов — простых и сложных колонн — необходимо использовать показатели эффективности тарелок по массо- и теплопередаче^{1, 2}. Эта задача была решена при применении методики независимого определения концентрации и θ -метода сходимости.

Ниже рассматриваются два выражения эффективности массопередачи, первое — является некоторой модификацией известной характеристики эффективности тарелки по Мерфи, второе представляет собой модификацию эффективности испарения^{3, 4}. Кроме того, приведена общая методика, в которой сочетаются обе характеристики работы тарелки.

Пользоваться эффективностью испарения удобнее, чем эффективностью горелки по Мерфи. При расчете простых колонн используются оба выражения для эффективностей тарелки, при расчете сложных колонн — только эффективность испарения.

Кроме указанных эффективностей массопередачи, рассматриваются две соответствующие эффективности теплопередачи на тарелке, для которых было установлено, что они в такой же мере приемлемы при решении численных примеров¹.

Несомненно, что и другие определения эффективности тарелки⁵ можно использовать при θ -методе сходимости.

Модифицированная эффективность тарелки по Мерфи

Модифицированная эффективность тарелки, или модифицированный коэффициент ее полезного действия по Мерфи, определяется следующим уравнением:

$$E_{ji}^M = \frac{y_{ji} - y_{j+1,i}}{y_{ji} + y_{j+1,i}} \quad (\text{XV.1})$$

Мольная доля i -того компонента в паре V_{j+1} , который поступает на j -тую тарелку, обозначена как $y_{j+1,i}$. Для пары V_j , покидающего j -тую тарелку, применяется обозначение y_{ji} . Эти мольные доли иногда принимают в виде средних величин, поскольку $V_{j+1}y_{j+1}$ и V_jy_{ji} соответствуют реальным мольным количествам i -того компонента на входе и на выходе с j -той тарелки.

Значение Y_{ji} находят по уравнению

$$Y_{ji} = K_{ji} x_{ji} \quad (\text{XV.2})$$

где K_{ji} определяется при фактических температуре и давлении, при которых жидкость покидает j -тую тарелку.

Состав жидкости, покидающей j -тую тарелку, обозначается как x_{ji} . Если утверждается (или предполагается), что жидкость, покидающая j -тую тарелку, находится в насыщенном состоянии при давлении в колонне (в этом случае $Y_{ji} = 1$), то уравнение (XV.1) сводится к выражению, предложенному Мерфри⁶. В этом случае можно определить только ($c - 1$) значений эффективностей.

Скорость массопередачи компонента от пузырька пара⁷, имеющего площадь поверхности A , к жидкости определяется по уравнению

$$r = K_G A (\bar{f}^* - \bar{f}^L) \quad (\text{XV.3})$$

Если пар представляет собой идеальный газ, а жидкость подчиняется закону Рауля, то

$$\bar{f}^* = P y \quad \text{и} \quad \bar{f}^L = P^* x$$

и уравнение (XV.3) принимает вид

$$r = K_G AP \left(y - \frac{P^* x}{P} \right)$$

Поскольку жидкость, покидающая данную тарелку, не обязательно должна быть в насыщенном состоянии, то

$$\sum_{i=1}^c (P_i^* x_i / P) \neq 1$$

Если жидкость находится при температуре кипения, $P^* x_i / P = y_i^*$ (мольная доля компонента в паре, находящемся в равновесии с жидкостью). В противном случае отношение $P^* x_i / P$ заменяют на Y :

$$r = K_G AP (y - Y) \quad (\text{XV.4})$$

Нельзя рассматривать Y как мольную долю, поскольку это равносильно допущению, что жидкость находится при температуре кипения ($\sum Y = 1$).

Скорость массообмена характеризуется также более общим соотношением, чем выражение (XV,4):

$$r = K_G A f^{\theta} [y - (\gamma^L f^L / f^v) x] = K_G A f^{\theta} [y - Y] \quad (\text{XV},5)$$

Отметим, что равенство температур паровой и жидкой фаз является необходимым, но недостаточным условием равновесия. Если величина K принята равной $\gamma^L f^L / f^v$, то влияние состава учитывается при определении K . Как указывалось, модифицированная эффективность имеет ту же структуру, что и зависимость, полученная Мерфри, однако выражение для модифицирования эффективности тарелки [уравнение (XV,1)] вместо y^* содержит Y .

Расчетами было установлено, что модифицированная эффективность тарелки гораздо выше обычной эффективности по Мерфри. При помощи уравнения (XV,1) можно определить значения E_{ji}^M для всех компонентов. Если все составы известны (случай, когда применяется методика расчета Тиле и Геддеса), то температуру на j -той тарелке можно определить, исходя из следующих условий:

$$\sum_{i=1}^c y_{ji} = 1 \quad \text{и} \quad \sum_{i=1}^c y_{j+1,i} = 1 \quad (\text{XV},6)$$

Решая уравнение (XV,1) относительно Y_{ji} , получаем:

$$Y_{ji} = y_{j+1,i} + \frac{y_{ji} - y_{j+1,i}}{E_{ji}^M} \quad (\text{XV},7)$$

Исключение Y_{ji} из уравнений (XV,2) и (XV,7) дает:

$$E_{ji}^M K_{ji} x_{ji} = E_{ji}^M y_{j+1,i} + y_{ji} - y_{j+1,i}$$

Суммируя по всем компонентам соответственно правую и левую части уравнения, получаем следующее выражение:

$$\sum_{i=1}^c E_{ji}^M K_{ji} x_{ji} = \sum_{i=1}^c E_{ji}^M y_{j+1,i} \quad (\text{XV},8)$$

поскольку

$$\sum_{i=1}^c y_{ji} - \sum_{i=1}^c y_{j+1,i} = 0$$

в соответствии с уравнением (XV,6).

Таким образом, температура жидкости, покидающей j -тую тарелку, определяется тем значением T_j , которое дает $f(T_j) = 0$, причем

$$f(T_j) = \sum_{i=1}^c E_{ji}^M K_{ji} x_{ji} - \sum_{i=1}^c E_{ji}^M y_{j+1,i} \quad (\text{XV.9})$$

Если это значение T_j подставить в правую часть уравнения (XV.2), сумма всех величин $K_{ji} x_{ji}$ не будет равна единице.

Модифицированная эффективность испарения

Для любого i -того компонента модифицированная эффективность тарелки выражается как

$$E_{ji}^0 = \frac{y_{ji}}{Y_{ji}} \quad (\text{XV.10})$$

где Y_{ji} можно определить по уравнению (XV.2).

Установлено, что такое определение эффективности тарелки более удобно, чем модифицированная эффективность тарелки по Мерфи, особенно для расчета сложных колонн. Исключение Y_{ji} из уравнений (XV.2) и (XV.10) дает:

$$E_{ji}^0 K_{ji} x_{ji} = y_{ji} \quad (\text{XV.11})$$

Таким образом, температура жидкости, покидающей j -тую тарелку, является тем положительным значением T_j , при котором $f(T_j) = 0$, причем

$$f(T_j) = \sum_{i=1}^c E_{ji}^0 K_{ji} x_{ji} - 1 \quad (\text{XV.12})$$

Для жидкости известного состава, имея с значений эффективностей E_{ji}^0 , можно решить уравнение (XV.12) относительно T_j , применяя способ Ньютона или интерполирование (см. главу II). При этом сумма соответствующих величин Y_{ji} в общем случае оказывается не равной единице.

Если жидкость покидает тарелку при температуре кипения (т. е. $\sum_{i=1}^c Y_{ji} = 1$), то ее определяют по уравнению (XV.2)

$$f(T_j) = \sum_{i=1}^c K_{ji} x_{ji} - 1$$

Найдя T_j , рассчитывают соответствующие величины Y_{ji} или y_{ji}^* [уравнение (XV.2)]. Затем по уравнению (XV.10) вычисляют значения y_{ji} для ($c - 1$) компонента, т. е. для всех

компонентов, кроме компонента k , для которого E_{jk}^0 не устанавливается. Мольную долю y_{jk} находят по уравнению

$$y_{jk} = 1 - \sum_{i \neq k} y_{ji}$$

Эффективность испарения этого компонента определяется по уравнению (XV,10). Допущение о том, что жидкость, покидающая j -тую тарелку, находится при температуре кипения, приводит к определенным затруднениям.

Во-первых, величина y_{jk} (получаемая описанным выше способом) может быть отрицательной, в этом случае коэффициенты эффективности для остальных компонентов следует уточнять каким-то способом, который будет в известной мере произвольным.

Во-вторых, возникает вопрос о том, как выбрать компонент k , от которого в большой степени зависят результаты (решение) задачи.

Следует отметить, что требование о том, чтобы жидкость находилась в насыщенном состоянии, очевидно, ведет ко многим расчетным трудностям, которые можно избежать при применении модифицированных эффективностей тарелки.

Эффективность теплопередачи

Аналогично выражению для эффективности по Мерфи, характеризующему массообмен на тарелке⁵, вводится уравнение для эффективности теплопередачи *, экспоненциально связанное с общим коэффициентом теплопередачи, теплоемкостью пара и временем контакта между паром и жидкостью на j -той тарелке:

$$e_j = \frac{T_{j+1}^v - T_j^v}{T_{j+1}^v - T_j^L} \quad (\text{XV,13})$$

где T_{j+1}^v — температура пара, поступающего на j -тую тарелку; T_j^v — температура пара, покидающего j -тую тарелку; T_j^L — температура жидкости, покидающей j -тую тарелку, определяется по уравнению (XV,9) или (XV,12) в зависимости от принятого типа эффективностей.

Фактически выражение для e_j получается преобразованием широко известной зависимости для теплопередачи $q = UA\Delta T_m$, которую можно использовать при обработке данных по теплопередаче в колоннах⁶. Для характеристики эффективности теплопередачи можно применить другой подход:

$$e_j^0 = \frac{T_j^v}{T_j^L} \quad (\text{XV,14})$$

Проведена проверка обоих коэффициентов эффективности, которая дала удовлетворительные результаты.

* Эффективность теплопередачи e в переводной литературе называлась также коэффициентом использования температуры, что менее удачно. — Прим. ред.

Использование модифицированной эффективности тарелки по Мерфри при расчете простых колонн

При применении модифицированной эффективности тарелки предполагается, что мольный поток (количество) компонента равен

$$v_{ji}^* = V_j Y_{ji} \quad (\text{XV},15)$$

Если величина Y_{ji} определяется по уравнению (XV,2), получается следующее соотношение:

$$v_{ji}^* = V_j Y_{ji} = V_j K_{ji} x_{ji} = (V_j K_{ji} / L_j) L_j x_{ji}$$

Таким образом

$$v_{ji}^* = S_{ji} l_{ji} \quad \text{или} \quad l_{ji} = A_{ji} v_{ji}^* \quad (\text{XV},16)$$

Если же для описания процесса в простой ректификационной колонне используются модифицированные эффективности тарелки по Мерфри, то получаются следующие уравнения материальных балансов для укрепляющей и отпарной секций:

Укрепляющая секция

Для парциального дефлегматора:

$$\frac{d_i^*}{d_i} = \frac{(V_1/D) - (1 - E_{0i}^M)}{(V_1/D) E_{0i}^M + (1 - E_{0i}^M) A_{0i}} \quad (\text{XV},17\alpha)$$

$$l_{0i}/d_i = A_{0i} (d_i^*/d_i) \quad (\text{XV},17\beta)$$

$$v_{1i}/d_i = (l_{0i}/d_i) + 1 \quad (\text{XV},17\gamma)$$

Для полного дефлегматора

$$v_{1i}/d_i = (L_0/D) + 1 \quad (\text{XV},17\delta)$$

Для секции

$$\frac{v_{j+1,i}}{d_i} = \frac{(V_{j+1}/V_j) [E_{ji}^M + A_{ji} (v_{ji}/d_i)]}{(V_{j+1}/V_j) E_{ji}^M + (1 - E_{ji}^M) A_{ji}} \quad 1 \leq j \leq f-2 \quad (\text{XV},17\epsilon)$$

$$\frac{\bar{v}_{fi}}{d_i} = \frac{(V_f/V_{f-1}) [E_{f-1,i}^M + A_{f-1,i} (v_{f-1,i}/d_i)]}{(V_f/V_{f-1}) E_{f-1,i}^M + (1 - E_{f-1,i}^M) A_{f-1,i}} \quad (\text{XV},17\zeta)$$

$$l_{ji}/d_i = (v_{j+1,i}/d_i) - 1 \quad 1 \leq j \leq f-2 \quad (\text{XV},17\eta)$$

$$l_{f-1,i}/d_i = (\bar{v}_{fi}/d_i) - 1 \quad (\text{XV},17\theta)$$

Отпарная секция

Для этой секции имеем:

$$\frac{v_{N+1,i}}{b_i} = E_{N+1,i}^M S_{N+1,i} \quad (\text{XV,18a})$$

$$\frac{v_{ji}}{b_i} = E_{ji}^M S_{ji} \left(\frac{v_{j+1}}{b_i} + 1 \right) + \left(\frac{V_j}{V_{j+1}} \right) \left(\frac{v_{j+1,i}}{b_i} \right) (1 - E_{ji}^M) \quad j \leq i \leq N \quad (\text{XV,18b})$$

$$\frac{l_{ji}}{b_i} = v_{j+1,i}/b_i + 1 \quad j \leq i \leq N \quad (\text{XV,18b})$$

Уравнения (XV,17a) и (XV,17c) для укрепляющей секции получены следующим образом.

Для парциального дефлегматора

$$E_{0i}^M = \frac{X_{Di} - y_{1i}}{Y_{0i} - y_{1i}} = \frac{(V_1/D) d_i - v_{1i}}{(V_1/D) d_i^* - v_{1i}} \quad (\text{XV,19})$$

Здесь $d_i^* = DY_{0i}$.

Уравнение (XV,19) можно преобразовать:

$$E_{0i}^M \left(\frac{d_i^*}{d_i} \right) - 1 = \left(\frac{v_{1i}}{d_i} \right) \left(\frac{D}{V_1} \right) [E_{0i}^M - 1] \quad (\text{XV,20})$$

Исключая при помощи уравнений (XV,17b) и (XV,17d) отношение v_{1i}/d_i из выражения (XV,20), получаем уравнение (XV,17a). Далее нетрудно получить уравнения (XV,17b) и (XV,17c).

Соотношение для v_{2i}/d_i находят из материального баланса для верхней тарелки:

$$\frac{v_{2i}}{d_i} = \frac{l_{1i}}{d_i} + 1$$

и значения эффективности для данной тарелки:

$$E_{1i}^M = \frac{(V_2/V_1) v_{1i} - v_{2i}}{(V_2/V_1) v_{1i}^* - v_{2i}}$$

а также уравнения (XV,1), из которых следует, что

$$\frac{l_{1i}}{d_i} = A_{1i} \left(\frac{v_{1i}^*}{d_i} \right)$$

Исключение v_{1i}^*/d_i и l_{1i}/d_i из этих трех уравнений дает обобщенное уравнение (XV,17d). Остальные уравнения для укрепляющей секции выводятся аналогичным путем.

Уравнения для отпарной секции получаются путем составления материального баланса для нижней части колонны. Для кипя-

тильника выражение, характеризующее модифицированную эффективность по Мерфи, упрощается:

$$E_{N+1, i}^M = \frac{y_{N+1, i}}{Y_{N+1, i}} = \frac{v_{N+1, i}}{v_{N+1, i}^*}$$

и

$$\frac{v_{N+1, i}^*}{b_i} = S_{N+1, i}$$

Из этих двух уравнений легко получить уравнение (XV,18a). Уравнение (XV,18б) выводится следующим образом.

Материальный баланс, записанный для тарелки N , выражается равенством

$$\frac{l_{Ni}}{b_i} = \frac{v_{N+1, i}}{b_i} + 1$$

Такой же результат получается из уравнения (XV,18a) для $j = N$.

Кроме того, для тарелки N

$$E_{Ni}^M = \frac{(V_{N+1}/V_N) v_{Ni} - v_{N+1, i}}{(V_{N+1}/V_N) v_{Ni}^* - v_{N+1, i}}$$

и

$$v_{Ni}^* = S_{Ni} l_{Ni}$$

Эти три зависимости можно решить относительно v_{Ni}/b_i и получить уравнение (XV,18б) для $j = N$. Аналогично выводят остальные уравнения для отпарной секции колонны.

Выбор системы модифицированных эффективностей тарелки по Мерфи. Форма выражения для модифицированной эффективности тарелки может вызвать затруднения при расчете, поскольку многие кажущиеся разумными значения эффективности тарелки дают отрицательные величины потока жидкости (или пара). Была разработана методика определения и корректировки таких значений эффективности. В своей основе эта методика состоит в следующем.

Исследуется каждое уравнение и определяется, может ли каждое отдельное значение E_{ji}^M дать отрицательную величину потока. Если такое E_{ji}^M найдено, то выбирается другое значение E_{ji}^M (близкое к выявленному), которое дает положительную величину потока. Затем проводится исследование уравнений для каждой секции колонны.

Корректировка значений E_{ji}^M для укрепляющей секции. Рассмотрим прежде всего числитель уравнения (XV,17а). Поскольку

V_1/D всегда больше единицы, числитель этого уравнения будет положительным. Если знаменатель данного уравнения окажется отрицательным, то его приравнивают к нулю и решают, получая максимальное значение эффективности тарелки:

$$(E_{0i}^M)_{\max} = \frac{A_{0i}}{A_{0i} - (V_1/D)} \quad (\text{XV,21})$$

Затем значение эффективности тарелки определяется по следующему уравнению:

$$E_{0i}^M = \frac{(E_{0i}^M)_{\max}}{1 + p} \quad (\text{XV,22})$$

где p — небольшое положительное число порядка 10^{-8} .

Удовлетворительные результаты получаются при $p = 5 \cdot 10^{-8}$.

Отношение $v_{j+1,i}/d_i$, найденное по уравнению (XV,17д), должно быть больше единицы для того, чтобы оно удовлетворяло материальному балансу, определяемому уравнением (XV,17ж). При полученной величине $v_{j+1,i}/d_i$ больше единицы не требуется никакой дальнейшей корректировки. В противном случае проводится дальнейшая корректировка при помощи выражения

$$\frac{l_{ji}}{d_i} = \frac{A_{ji} [(V_{j+1}/V_j) (v_{ji}/d_i) - (1 - E_{ji}^M)]}{(V_{j+1}/V_j) E_{ji}^M + (1 - E_{ji}^M) A_{ji}} \quad (\text{XV,23})$$

которое получают исключением $v_{j+1,i}/d_i$ из уравнений (XV, 17д) и (XV,17ж). Если числитель уравнения (XV,23) отрицательный, то его приравнивают нулю и решают это уравнение, определяя минимальное значение эффективности тарелки:

$$(E_{ji}^M)_{\min} = 1 - (V_{j+1}/V_j) (v_{ji}/d_i) \quad (\text{XV,24})$$

Затем рассчитывают следующее значение эффективности, которое используется в уравнении (XV,17д):

$$E_{ji}^M = (1 + p) (E_{ji}^M)_{\min} \quad (\text{XV,25})$$

Методика корректировки знаменателя уравнения (XV,23) аналогична изложенной для уравнения (XV,17а). Максимальное значение E_{ji}^M определяется следующим образом:

$$(E_{ji}^M)_{\max} = \frac{A_{ji}}{A_{ji} - (V_{j+1}/V_j)} \quad (\text{XV,26})$$

Если знаменатель уравнения (XV,23) отрицателен, в уравнении (XV,17д) используется следующее значение эффективности:

$$E_{ji}^M = \frac{(E_{ji}^M)_{\max}}{1 + p} \quad (\text{XV,27})$$

Корректировка значений E_{ji}^M для отпарной секции. Уравнениям материального баланса удовлетворяют положительные значения v_{ji}/d_i . Поэтому если уравнение (XV,18б) дает отрицательное v_{ji}/d_i , то оно приравнивается нулю и решается с целью определения максимальной величины эффективности:

$$(E_{ji}^M)_{\max} = \frac{(V_j/V_{j+1})(v_{j+1,i}/b_i)}{(V_j/V_{j+1})(v_{j+1,i}/b_i) - S_{ji}[(v_{j+1,i}/b_i) + 1]} \quad (\text{XV,28})$$

Затем в уравнении (XV,18б) используется следующее значение эффективности:

$$E_{ji}^M = \frac{(E_{ji}^M)_{\max}}{1 + p} \quad (\text{XV,29})$$

Использование эффективности испарения при расчете простых колонн

Применение модифицированной эффективности испарения, определяемой уравнением (XV,10), связано с более простой методикой расчета, чем использование эффективности тарелки по Мерфи. При использовании эффективности испарения было обнаружено, что полученные уравнения материальных балансов в своей основе являются теми же, что и приведенные в главе III для простых колонн. Эти уравнения становятся формально одинаковыми в случае применения модифицированных факторов (извлечения абсорбции) и отпарки, определяемых следующим образом:

$$A_{ji}^0 = \frac{A_{ji}}{E_{ji}^0} = \frac{L_j}{E_{ji}^0 K_{ji} V_j} \quad (\text{XV,30})$$

$$S_{ji}^0 = E_{ji}^0 S_{ji} = E_{ji}^0 K_{ji} V_j / L_j \quad (\text{XV,31})$$

Сочетание эффективности тарелки по Мерфи и эффективности испарения

Эта методика заключается в использовании последовательных значений E_{ji}^0 в качестве первых приближенных для определенной системы значений E_{ji}^M . Итерационный расчет колонны проводится обычным способом на основе ряда выбранных значений E_{ji}^0 . Такая методика имеет преимущества по сравнению с использованием значений E_{ji}^M , так как в этом случае исключается необходимость корректировки величин эффективности каждой тарелки после окончания расчета колонны. Для абсорбиров и сложных колонн эта корректировка становится затруднительной, поскольку выражения типа уравнения (VIII,4) содержат значения эффективностей всех тарелок. Таким образом, в случае непосредственного

применения эффективностей тарелок по Мерфри возможны случаи получения отрицательных значений количества компонента в продуктах разделения и возникает трудная проблема определить, какое из значений E_{ji}^M дает отрицательные величины. Следующая ниже методика позволяет избежать указанные трудности.

Предположим, что для каждой тарелки простой ректификационной колонны значения E_{ji}^M известны. Первые два или три приближения (проводилось два приближения) при расчете колонны можно проводить, исходя из $E_{ji}^M = 1$ для всех тарелок и компонентов. Затем после каждого приближения на основе заданных значений E_{ji}^M и составов, полученных при последнем приближении, определяют лучшие величины E_{ji}^0 .

Два указанных выражения для эффективности тарелки связаны следующим образом:

$$E_{ji}^0 = E_{ji}^M + (1 - E_{ji}^M)(y_{j+1,i} / Y_{ji}) \quad (\text{XV,32})$$

Если по уравнению (XV,32) получают отрицательные значения E_{ji}^0 , то это выражение приравнивается нулю и из него определяется максимальное значение эффективности:

$$(E_{ji}^M)_{\max} = \frac{y_{j+1,i}}{y_{j+1,i} - Y_{ji}} \quad (\text{XV,33})$$

Исходя из этой максимальной величины, определяют значение E_{ji}^M по уравнению (XV,27), которое используют для расчета E_{ji}^0 по уравнению (XV,32). Если имеются экспериментальные данные для расчета E_{ji}^M , их следует использовать предварительно для определения эффективностей E_{ji}^0 по уравнению (XV,32).

Использование эффективностей испарения при расчете сложных колонн

Методика расчета, связанная с использованием эффективности испарения при расчете сложных колонн, значительно удобнее методики, основанной на непосредственном использовании эффективности тарелки по Мерфри. Изучена возможность применения при расчете сложных колонн комбинации модифицированных эффективностей тарелки по Мерфри и испарения; в результате было установлено, что такое сочетание дает хорошие результаты.

Применение указанных эффективностей изучали на примере расчета абсорберов. Материальный баланс абсорбера можно представить в виде уравнений, связывающих значения переменных для верха колонны с произвольной тарелкой:

$$\frac{v_{ji}}{v_{1i}} = A_{j-1,i}^0 \left(\frac{v_{j-1,i}}{v_{1i}} \right) + \left(1 - \frac{l_{0i}}{v_{1i}} \right) \quad 2 \leq j \leq N+1 \quad (\text{XV,34})$$

Для отпарной секции имеем:

$$\frac{l_{j-1, i}}{l_{Ni}} = S_{ji}^0 \left(\frac{l_{ji}}{l_{Ni}} \right) + \left(1 - \frac{v_{N+1, i}}{l_{Ni}} \right) \quad 1 \leq j \leq N \quad (\text{XV,35})$$

Соответствующие потоки жидкости и пара на каждой тарелке абсорбера можно рассчитать, исходя из потоков пара и жидкости, определяемых уравнениями (XV,34) и (XV,35), а также зависимостей $l_{ji} = A_{ji}^0 v_{ji}$ и $v_{ji} = S_{ji}^0 l_{ji}$. До применения уравнения (XV,34) или (XV,35) следует определить составы продуктов разделения по следующему уравнению:

$$\frac{l_{Ni}}{v_{1i}} = \frac{\omega_i^0 l_{0i} + (\Omega_i^0 + \omega_i^0 - 1) v_{N+1, i}}{\Omega_i^0 l_{0i} + v_{N+1, i}} \quad (\text{XV,36})$$

где

$$\omega_i^0 = A_{Ni}^0 A_{N-1, i}^0 \dots A_{2i}^0 A_{1i}^0$$

$$\Omega_i^0 = 1 + A_{Ni}^0 + A_{Ni}^0 A_{N-1, i}^0 + \dots + A_{Ni}^0 A_{N-1, i}^0 \dots A_{3i}^0 A_{2i}^0$$

и уравнению общего материального баланса:

$$v_{1i} = \frac{v_{N+1, i} + l_{0i}}{1 + (l_{Ni}/v_{1i})} \quad (\text{XV,37})$$

Следует отметить, что уравнения (XV,36) и (XV,37) отличаются от уравнений, приведенных в главе VII, только наличием нулевого верхнего индекса при факторах извлечения и отпарки [см. уравнения (XV,30) и (XV,31)].

Примеры расчета

Применение двух типов эффективностей при расчете простых колонн было изучено путем решения большого числа примеров. Ниже приведены условия и допущения для примеров XV-1 — XV-4:

Примеры XI-1—XV-4. Дефлегматор парциальный, $N = 11$, $f = 4$, $V_1 = 94,8$, $D = 31,6$ (пар), дефлегматор — парциальный, питание — жидкость при температуре кипения. Давление в колонне 21 atm. Начальный температурный профиль — линейный в интервале 10—232° С, начальные потоки пара $V_t = 94,8$ для всех j . Максимальные и минимальные потоки пара: $47,4 = V_{\min} \leq V_{\max} = 161,16$. Для примеров XV-1 и XV-2 применялись следующие модифицированные эффективности тарелок по Мерфи. Для компонентов 1—6 величины $E_{ji}^M = 0,7 + j (0,1)$, для компонентов 7—11 значения $E_{ji}^M = 1,0 - j (0,05)$. Значения эффективностей для примера XV-3 даны в табл. 85. Кроме того, известны следующие данные:

№ компонента Компонент <i>FX</i>	1 CH ₄	2 C ₂ H ₆	3 C ₃ H ₈	4 C ₃ H ₈	5 изо-C ₄	6 n-C ₄
	2,0	10,0	6,0	12,5	3,5	15,0

№ компонента Компонент <i>FX</i>	7 n-C ₅	8 n-C ₆	9 n-C ₇	10 n-C ₈	11 $t_{\text{кип}} = 204^\circ \text{C}$
	15,2	11,3	9,0	8,5	7,0

ТАБЛИЦА 85

Значения эффективностей по Мерфи, заданных для примера XV-3

№ тарелки	Эффективности по Мерфи компонентов										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
0	0,284	1,659	1,632	1,405	0,162	0,483	0,340	1,032	0,051	1,003	1,941
1	0,823	0,142	0,890	1,840	0,635	1,644	1,208	0,469	1,022	0,519	0,155
2	0,327	1,823	0,745	0,026	0,545	1,014	1,287	0,830	0,690	0,750	1,003
3	1,322	1,383	1,334	1,469	1,110	0,392	1,342	0,014	0,484	1,014	1,004
4	0,866	0,394	1,623	1,997	0,236	1,482	0,085	1,858	1,174	1,054	0,826
5	0,710	0,308	1,924	0,196	1,273	1,929	0,839	1,876	1,177	1,267	1,523
6	1,933	0,155	0,653	1,303	0,654	0,759	1,866	1,228	0,350	0,229	1,432
7	1,253	0,704	1,354	0,552	0,097	0,345	0,517	1,435	0,444	1,790	1,587
8	0,683	1,713	1,174	0,726	1,497	0,681	1,433	0,784	1,280	1,205	1,053
9	1,321	1,506	1,272	1,774	0,887	0,670	1,292	1,086	0,865	0,626	1,653
10	1,869	0,533	1,778	0,339	1,722	0,807	0,111	0,119	1,134	0,715	1,123
11	1,809	0,576	1,018	0,934	1,374	0,814	0,536	0,154	1,343	1,257	0,238
12	1,132	0,908	1,147	1,290	1,013	1,032	0,844	1,226	0,731	1,034	1,040

Пример XV-1 выбран для иллюстрации непосредственного использования эффективностей тарелки по Мерфи. В примерах XV-1 и XV-2 эффективности распределены в другом порядке. Для дальнейшего изучения методики, в которой использована комбинация эффективностей тарелки, был взят ряд произвольных значений эффективностей в интервале 0,01—2,0, полученных при помощи генератора случайных чисел. Решение примеров XV-1 — XV-2 дано в табл. 86—89.

ТАБЛИЦА 86

Решение примера XV-1 путем непосредственного применения эффективностей по Мерфи

№ тарелки	№ приближения					Температура кипения жидкости	Потоки пара
	Температурные профили						
0	30,56	36,02	36,11	36,14	36,09		
1	46,11	49,06	49,20	49,05	49,00		94,8
2	58,28	60,00	60,02	60,01	60,01		94,0
3	72,11	70,11	70,06	70,06	70,44		89,7
4	96,90	93,49	93,01	93,02	93,69		78,6
5	107,78	105,77	105,77	106,26	106,26		105,9
6	116,68	114,83	114,86	114,85	114,87		119,8
7	123,99	121,50	121,78	121,79	122,44		130,9
8	130,47	126,14	126,40	126,39	127,22		140,4
9	136,66	128,99	129,55	129,54	130,56		147,3
10	144,39	131,61	131,70	131,71	133,08		151,0
11	154,94	136,11	135,96	135,97	136,96		149,7
12	181,31	164,74	164,22	164,20	130,57		125,0
D *	31,68	31,56	31,601	31,601			
0	0,609	0,967	1,00077	0,99999			

* Величина D вычислена.

ТАБЛИЦА 87

Состав продуктов разделения для примера XV-1
 (приближение семнадцатое)

№ компонента	d	b	№ компонента	d	b
1	2,000	$4,849 \cdot 10^{-11}$	7	$2,469 \cdot 10^{-3}$	15,198
2	10,000	$1,143 \cdot 10^{-5}$	8	$3,696 \cdot 10^{-5}$	11,300
3	5,992	$7,743 \cdot 10^{-3}$	9	$1,527 \cdot 10^{-5}$	9,000
4	12,446	$5,425 \cdot 10^{-2}$	10	$1,175 \cdot 10^{-7}$	8,500
5	0,648	2,852	11	$7,430 \cdot 10^{-9}$	7,000
6	0,511	14,489			

Следует отметить, что если величины $E_{j,i}^M$ одинаковы для всех компонентов, то фактическая температура жидкости на тарелке оказывается равной температуре кипения смеси. Такой вывод можно сделать непосредственно из уравнения (XV,9).

При решении примеров XV-1 — XV-3 (табл. 86—91) было принято, что температуры пара и жидкости, покидающих данную тарелку, равны, т. е. $e_j = e_j^0 = 1$ (эффективность теплонапередачи берется равной единице для каждой тарелки)

ТАБЛИЦА 88

Решение примера XV-2 путем применения методики комбинаций модифицированных эффективностей по Мерфи и испарения

№ тарелки	Температурные профили по приближениям				$E_{j,i}^o$	Значения эффективностей по приближениям			
	2	7	12	17		2	7	12	17
0	32,67	32,27	32,28	32,28	$E_{9,1}^o$	0,823	0,795	0,795	0,795
1	52,60	50,96	50,80	50,80	$E_{1,11}^o$	25,748	25,255	25,380	25,386
2	57,67	60,29	60,01	60,01	$E_{2,10}^o$	8,948	10,608	10,719	10,720
3	77,07	70,28	70,28	70,29	$E_{3,9}^o$	3,589	4,175	4,215	4,212
4	105,77	94,72	93,77	93,80	$E_{4,8}^o$	1,030	1,070	1,074	1,074
5	114,60	106,11	105,71	105,72	$E_{5,7}^o$	1,039	1,066	1,068	1,068
6	121,97	115,05	114,84	114,85	$E_{6,5}^o$	0,989	0,948	0,951	0,951
7	129,09	121,77	121,75	121,70	$E_{7,6}^o$	0,980	0,941	0,943	0,943
8	136,76	126,40	126,50	126,51	$E_{8,3}^o$	1,255	1,217	1,221	1,221
9	143,61	129,19	129,50	129,51	$E_{9,4}^o$	1,303	1,243	1,247	1,247
10	155,88	131,28	131,78	131,79	$E_{10,2}^o$	1,525	1,501	1,502	1,502
11	170,39	135,66	136,01	136,02	$E_{11,1}^o$	1,722	1,720	1,720	1,720
12	197,55	165,28	164,19	164,01	$E_{12,7}^o$	0,400	0,400	0,400	0,400
D *	31,263	31,574	31,598	31,600					
θ	0,74102	0,97664	0,99824	1,0000					

* Величина D вычислена.

ТАБЛИЦА 89

Окончательные значения эффективностей испарения, полученные при решении примера XV-2

№ та- релки	Эффективности по компонентам										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
0	0,795	0,875	1,057	1,101	1,549	1,850	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
1	0,975	0,945	0,988	1,004	1,169	1,282	1,278	1,910	3,677	8,923	25,386
2	1,004	0,990	0,987	0,991	1,044	1,084	1,386	2,246	4,481	10,720	34,477
3	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,363	2,195	4,212	9,535	33,383
4	1,089	1,059	1,012	1,001	0,945	0,957	1,073	1,074	1,084	1,098	1,082
5	1,179	1,128	1,053	1,036	0,936	0,937	1,068	1,069	1,076	1,097	1,075
6	1,269	1,201	1,105	1,084	0,951	0,934	1,060	1,066	1,073	1,082	1,073
7	1,360	1,277	1,163	1,138	0,978	0,943	1,052	1,071	1,081	1,092	1,086
8	1,451	1,352	1,221	1,193	1,009	0,955	1,048	1,093	1,118	1,140	1,139
9	1,542	1,428	1,278	1,247	1,039	0,964	1,048	1,137	1,197	1,249	1,267
10	1,633	1,502	1,336	1,302	1,069	0,971	1,046	1,196	1,317	1,428	1,491
11	1,720	1,575	1,396	1,360	1,099	0,972	0,987	1,166	1,324	1,477	1,585
12	1,900	1,900	1,900	1,900	1,900	1,900	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400

ТАБЛИЦА 90

Решение примера XV-3, в котором заданы случайные значения эффективностей по Мерфи

№ та- релки	№ приближения					Температура кипения жидкости	Потоки пара
	2	7	12	20	20		
Температурные профили							
0	32,03	37,81	38,02	38,02	35,83	—	
1	47,05	54,57	54,85	54,83	49,88	94,8	
2	56,92	63,67	63,82	63,77	59,62	95,1	
3	59,93	64,48	64,64	64,60	68,54	97,4	
4	83,80	94,57	93,75	93,80	88,17	77,9	
5	106,22	111,81	111,75	111,73	94,27	105,2	
6	104,66	108,13	108,54	108,51	106,03	151,1	
7	110,28	110,22	109,65	109,62	116,96	131,2	
8	128,72	124,30	124,93	124,90	124,29	113,8	
9	140,64	135,94	136,50	136,48	137,04	134,6	
10	146,21	131,50	131,52	131,52	142,48	160,2	
11	161,02	145,73	146,03	144,90	152,98	125,1	
12	197,25	131,27	186,55	186,52	185,76	107,1	
D^*	30,833	31,534	31,613	31,600			
θ	0,616	0,949	1,006	1,0001			

* Величина D вычислена.

ТАБЛИЦА 91

**Состав продуктов разделения для примера XV-3
(приближение двадцатое)**

№ компонента	d	b	№ компонента	d	b
1	2,000	$3,022 \cdot 10^{-10}$	7	$1,046 \cdot 10^{-19}$	15,200
2	9,998	$1,634 \cdot 10^{-3}$	8	$1,271 \cdot 10^{-9}$	11,300
3	5,980	$1,980 \cdot 10^{-2}$	9	$7,897 \cdot 10^{-9}$	9,000
4	12,132	$3,678 \cdot 10^{-1}$	10	$1,262 \cdot 10^{-15}$	8,500
5	1,489	2,011	11	$1,031 \cdot 10^{-16}$	7,00
6	$5,369 \cdot 10^{-4}$	15,000			

Использование эффективности теплопередачи иллюстрируется решением примера XV-4 (табл. 92).

Пример XV-4 аналогичен примеру XV-3 за исключением учета эффективности теплопередачи.

Применение методики комбинации эффективностей тарелки по Мерфи и испарения при расчете сложных колонн иллюстрируется примером XV-5, условия которого приведены ниже (см. также табл. 93).

Решение примера XV-5 дано в табл. 94, 95.

ТАБЛИЦА 92

Решение примера XV-4 с применением эффективностей теплопередачи

№ тарелки	Заданная эффективность теплопередачи e_j [по уравнению (XV-13)]	T^L , °C	T^v , °C	V_j	Состав продуктов разделения		
					№ компонента	d	b
Двадцатое приближение							
0	0,877	38,11	40,28		1	2,000	$3,326 \cdot 10^{-10}$
1	0,949	55,21	55,77	94,8	2	9,998	$1,754 \cdot 10^{-3}$
2	0,980	65,78	66,03	94,7	3	12,123	$2,083 \cdot 10^{-2}$
3	0,607	64,81	79,12	90,7	4	5,979	$3,772 \cdot 10^{-1}$
4	0,569	93,56	101,17	75,4	5	1,499	2,001
5	0,717	111,77	114,20	105,6	6	$1,066 \cdot 10^{-3}$	14,999
6	0,975	108,95	109,73	150,1	7	$1,014 \cdot 10^{-19}$	15,200
7	0,724	109,83	115,37	127,2	8	$1,346 \cdot 10^{-9}$	11,300
8	0,610	126,05	129,66	110,7	9	$7,891 \cdot 10^{-9}$	9,000
9	0,835	137,11	137,44	134,1	10	$1,247 \cdot 10^{-15}$	8,500
10	0,743	132,66	139,04	150,9	11	$1,003 \cdot 10^{-16}$	7,000
11	0,613	145,12	159,60	114,7			
12	0,981	186,50	182,58	110,0			

ТАБЛИЦА 93

Условия примера XV-5

№ компонента	Компонент	Питание		№ компонента	Компонент	Питание	
		V_{N+1}	L_0			V_{N+1}	L_0
1	CH_4	70	—	4	$n\text{-C}_4$	4	—
2	C_2H_6	15	—	5	$n\text{-C}_4$	1	—
3	C_3H_8	10	—	6	$n\text{-C}_8$	—	20

ТАБЛИЦА 94

Решение примера XV-5 путем применения комбинации модифицированных эффективностей по Мерфи и испарения

№ тарелки	Температурные профили по приближениям				Значения эффективностей по приближениям			
	6	16	21	30	6	16	21	30
1	36,35	41,13	41,15	41,14	7,122	2,380	2,378	2,383
2	37,33	43,00	43,09	43,05	0,919	0,915	0,914	0,914
3	35,78	43,33	43,99	43,97	1,000	1,000	1,000	1,000
4	31,95	42,89	42,80	42,99	0,995	1,000	1,000	1,000
5	29,45	42,33	42,11	42,01	0,750	0,750	0,750	0,750
6	30,35	40,22	40,00	40,01	1,300	1,300	1,300	1,300
7	36,77	36,61	36,11	36,30	0,650	0,650	0,650	0,650
8	21,28	21,44	21,42	21,42	1,032	1,032	1,038	0,600
$(V_1)_{ca}$	84,090	85,015	85,02					

ТАБЛИЦА 95

> Окончательные значения эффективностей испарения, полученных при решении примера XV-5

№ тарелки	Эффективности испарения по компонентам					
	1	2	3	4	5	6
1	0,994	1,012	1,088	1,085	2,383	0,972
2	0,999	1,000	1,014	1,157	7,498	0,914
3	1,000	1,000	1,000	1,372	84,753	0,850
4	1,000	1,000	1,005	2,167	0,800	0,800
5	1,001	1,000	1,016	0,750	0,750	0,750
6	1,000	1,010	1,300	0,700	0,700	0,700
7	1,004	1,400	1,400	0,650	0,650	0,650
8	1,038	0,996	0,773	1,318	2,177	0,600

Пример XV-5. $N = 8$, $V = 85$, давление в колонне 21 atm . Абсорбент поступает при температуре $32,22^\circ\text{C}$. Начальный температурный профиль $126,67^\circ\text{C}$ для тарелки № 1 с уменьшением на 5°C для каждой последующей тарелки. Модифицированные эффективности по Мерфи для компонентов 1—3 составляют: $E_{ji}^M = 0,7 + j(0,1)$; для компонентов 4—6 соответственно $E_{ji}^M = 1,0 - j(0,05)$. Минимальные и максимальные потоки пара составляют: 85 и 100.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ (см. главы II—VIII)

- A — площадь внутренней поверхности каждого пузырька пара.
- e_j — эффективность теплопередачи; определяется уравнением (XV,13).
- e_j^0 — модифицированная эффективность теплопередачи; определяется уравнением (XV,14).
- E_{ji}^M — модифицированная эффективность тарелки по Мерфи (по массопередаче); определяется уравнением (XV,1).
- E_{ji}^0 — модифицированная эффективность испарения; определяется уравнением (XV,10).
- f^L, \bar{f}^L — соответственно летучесть чистого компонента в жидким состоянии и летучесть компонента в жидкой смеси; определяются уравнениями (XV,3) и (XV,5).
- f^v, \bar{f}^v — соответственно летучесть чистого компонента в паровом состоянии и летучесть компонента в паровой смеси; определяются уравнениями (XV,3) и (XV,5).
- K_G — общий коэффициент массопередачи.
- P — общее давление.
- P^* — давление пара чистого компонента при температуре, равной температуре жидкости, покидающей данную тарелку.
- r — скорость массопередачи; определяется уравнением (XV,3).
- T_j^*, T_j^L — фактические температуры пара и жидкости, покидающих j -тую тарелку.
- y_{ji}^* — мольная доля компонента при условии, что пар находится в равновесии с жидкостью, покидающей j -тую тарелку.
- Y_{ji} — произведение K_{ji} и x_{ji} ; значения последних определяются при фактических условиях для жидкости, покидающей j -тую тарелку.
- γ^L — коэффициент активности данного компонента в жидкой фазе.

ЗАДАЧИ

XV-1. а) Вывести следующее дифференциальное уравнение, которое выражает скорость массообмена при прохождении пара через жидкость на j -той тарелке:

$$-d(Vy_i)/dz = K_{Gi} \tau \bar{S} (y_i - Y_i)$$

где z — высота слоя жидкости и пара на j -той тарелке, измеряемая расстоянием от поверхности тарелки ($z = 0$) до верха паро-жидкостного слоя ($z = z_t$); объем смеси на j -той тарелке равен $z_t S$; K_{Gi} — коэффициент массопередачи для i -того компонента на j -той тарелке [этот коэффициент K_{Gi} отличается от коэффициента, приведенного в уравнении (XV-5)]; a — поверхность контакта фаз, приходящаяся на единицу объема смеси жидкости и пара на j -той тарелке; S — средняя площадь поперечного сечения тарелки.

б) Показать, что

$$E_{j\downarrow}^M = 1 - \exp(-K_G a \bar{S} z_t / V_j)$$

и установить допущения, сделанные при интегрировании.

1) Вывести уравнение теплопередачи для j -той тарелки

$$-d(VH)/dz = Ua\bar{S}(T^* - T^L)$$

где V — количество парового потока; H — энтальпия пара.

2) Показать, что

$$d(VH)/dz = Vc_p(dT^*/dz)$$

и установить допущения, связанные с этим соотношением.

3) Показать, что

$$e_j = 1 - \exp(-Ua\bar{S}z_t / Vc_p)$$

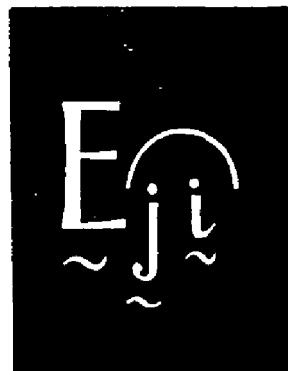
и установить допущения, сделанные при интегрировании.

XV-2. Вывести уравнения (XV,17а)–(XV,17в).

XV-3. Показать, что при использовании эффективности испарения выражения для материального баланса в простой колонне будут такими, как они определяются уравнениями (III,6)–(III,11) за исключением того, что вместо A_j , и S_j , применяется $A_{j\downarrow}^0$, и $S_{j\downarrow}^0$.

Л И Т Е Р А Т У Р А

1. Taylor D. L., M. S. thesis, A. and M. College of Texas, College Station, Texas, January, 1962.
2. Lynch R. P., personal communication.
3. Chemical Engineers Handbook, 3rd ed., New York, McGraw-Hill Book Company, Inc., 1950.
4. Holland C. D., Welch N. E., Petrol Ref., 36, № 5, 251 (1957).
5. Ravicz A. E., Ph. D. dissertation, University of Michigan, Ann Arbor, Michigan, 1958.
6. Murphree E. V., Ind. Eng. Chem., 17, 747 (1925).
7. Brown G. G. et al., Unit Operations, New York, John Wiley and Sons, Inc., 1953, p. 525.



ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТЕЙ ТАРЕЛОК

Часто возникает необходимость определить эффективности тарелки, исходя из имеющихся эксплуатационных данных. Поскольку такая информация обычно ограничена, то это следует учитывать в методике расчета, используемой при определении значения эффективностей.

При применении разработанного метода предполагается, что кроме обычных условий (например, число тарелок, размещение тарелки питания, тип конденсатора, D , V_1 , F , состав и тепловое состояние подаваемого сырья) экспериментально определены также состав дистиллята [или кубового продукта (остатка)] и температура на каждой тарелке.

Разработан метод * определения эффективности тарелки, при котором не нужно знать величины внутренних потоков и их составы. При помощи такой методики можно решить примеры типа XVI-1 и XVI-2 менее чем за 10 мин на ЭВЦМ «1ВМ-709».

В главе XV показано, что ранее установленные уравнения для простых и сложных колонн с теоретическими тарелками можно легко преобразовать, включив в них эффективности испарения путем замены коэффициентов извлечения и отпарки A_{ji} и S_{ji} , соответственно на A_{ji}^0 и S_{ji}^0 . Эти уравнения были получены из уравнений (XV,30) и (XV,31).

Поскольку температура жидкости, покидающей j -тую тарелку, берется в качестве одного из исходных значений, следует определить E_{ji}^0 из условия, что сумма y_{ji} равна 1. Таким образом

$$\sum_{i=1}^c E_{ji}^0 K_{ji} x_{ji} = 1 \quad (\text{XVI,1})$$

* Harris T. R., Determination of Plate Efficiencies for Conventional Columns, M. S. thesis, A. and M. College of Texas, College Station, Texas, May, 1962.

Это выражение можно легко вывести путем использования уравнений (XV,1), (XV,2) и (XV,10). Кроме того, величины E_{ji}^0 должны давать b_i/d_i , соответствующие экспериментально найденным значениям.

Исходя из принятых значений E_{ji}^0 , L/V и определяющих температур (см. главу XV), расчетным путем находят b_i/d_i .

θ -Метод можно применять обычным способом и получить улучшенные корректированные значения b_i/d_i , а именно:

$$\left(\frac{b_i}{d_i}\right)_c = \theta_i \left(\frac{b_i}{d_i}\right)_{ca} \quad (\text{XVI},2)$$

где индекс c применяется для обозначения улучшенных значений b_i/d_i .

Значение Q определяется таким образом, что улучшенные (корректированные) значения d_i отвечают условиям покомпонентного материального баланса и соответствуют заданному количеству дистиллята D . Приемлемость принятых значений E_{ji}^0 устанавливается при помощи следующего отношения:

$$\theta_i = \frac{(b_i/d_i)_{co}}{(b_i/d_i)_c} \quad (\text{XVI},3)$$

где индекс co — применяется для обозначения заданных экспериментальных значений b_i/d_i .

Таким образом, задача сводится к нахождению значений E_{ji}^0 , удовлетворяющих одновременно уравнению (XVI,1) для каждого j и уравнению (XVI,3) при $\theta_i = 1$ для каждого i . В конце каждой итерации при помощи метода постоянного состава и Q -метода находят величины потоков в колонне.

Составы, необходимые для проведения этих расчетов, определяют по уравнению (XVI,7).

Если результаты, полученные при данной итерации, не удовлетворяют уравнению (XVI,1) для каждого j и не дают $\theta_i = 1$ для каждого i , следует выбрать другие значения E_{ji}^0 . Такой выбор можно проводить при помощи метода сходимости, описанного ниже. Затем по уравнению (XVI,4) определяют соответствующие значения E_{ji}^M :

$$E_{ji}^M = \frac{E_{ji}^0 - (y_{j+1,i}/Y_{ji})}{1 - (y_{j+1,i}/Y_{ji})} \quad (\text{XVI},4)$$

Метод сходимости. Ниже рассматривается простая колонна с полным дефлегматором, N тарелками и кипятильником. Предполагается, что полный дефлегматор работает идеально и дистиллят покидает колонну при температуре кипения. Исходя из уравнения (XVI,3), можно установить, что определение величин b_i/d_i фиксирует только температуру T_D дистиллята. Поскольку все величины b_i/d_i заданы, тем самым задана и величина D . Точно так же предполагается, что задан поток пара наверху колонны V_1 (или L_0).

Таким образом, проблема сводится к выбору значений E_{ji}^0 , удовлетворяющих $(c + N + 1)$ заданным условиям: c значений b_i/d_i и $(N + 1)$ значений T_j . Такое количество заданных условий не позволяет однозначно определить все значения E_{ji}^0 , которые зависят от всех j и i . Для этого необходимо задать, по крайней мере, $c(N + 1)$ условий. Однако практически не бывает, чтобы такое количество условий было известно с необходимой степенью точности.

В соответствии с наличием $(c + N + 1)$ заданных условий удовлетворительные результаты для всех задач дало следующее предположение:

$$E_{ji}^0 = \beta_j \bar{E}_i^0 \quad (\text{XVI},5)$$

В этом выражении β_j зависит только от j , а \bar{E}_i^0 — только от i ; в результате получается $(N + 1)$ значений для β_j и c значений — для \bar{E}_i^0 . Преобразование уравнения (XVI,1) в функциональную форму ведет к следующему определению функции f_j :

$$f_j = \frac{1}{\sum_{i=1}^c E_{ji}^0 K_{ji} x_{ji}} - 1 \quad (\text{XVI},6)$$

Здесь x_{ji} рассматривается как зависимая величина, значение которой можно определить для любого набора независимых переменных \bar{E}_i^0 и β_j по следующему уравнению:

$$x_{ji} = \frac{\prod_{i=1}^c (l_{ji}/b_i)_{ca} (b_i)_c}{\sum_{i=1}^c (l_{ji}/b_i)_{ca} (b_i)_c} \quad (\text{XVI},7)$$

Потоки V_j и L_j являются зависимыми переменными, которые можно найти по значениям x при помощи тепловых балансов. Понятно, что при этих промежуточных расчетах следует выбирать такие c значений \bar{E}_i^0 и $(N + 1)$ значений β_j , при которых $\theta_i = 1$ для всех i и $f_j = 0$ для всех j , причем

$$\left. \begin{array}{l} \theta_1 = \theta_1(\bar{E}_1^0, \bar{E}_2^0, \dots, \bar{E}_c^0, \beta_1, \beta_2, \dots, \beta_{N+1}) \\ \theta_2 = \theta_2(\bar{E}_1^0, \bar{E}_2^0, \dots, \bar{E}_c^0, \beta_1, \beta_2, \dots, \beta_{N+1}) \\ \vdots \\ \theta_c = \theta_c(\bar{E}_1^0, \bar{E}_2^0, \dots, \bar{E}_c^0, \beta_1, \beta_2, \dots, \beta_{N+1}) \\ f_1 = f_1(\bar{E}_1^0, \bar{E}_2^0, \dots, \bar{E}_c^0, \beta_1, \beta_2, \dots, \beta_{N+1}) \\ \vdots \\ f_{N+1} = f_{N+1}(\bar{E}_1^0, \bar{E}_2^0, \dots, \bar{E}_c^0, \beta_1, \beta_2, \dots, \beta_{N+1}) \end{array} \right\} \quad (\text{XVI},8)$$

После n -ного приближения, сделанного на основе переменных, обозначенных как $\bar{E}_{i,n}^0$ и $\beta_{j,n}$, при помощи следующих уравнений Ньютона — Рафсона можно найти улучшенную систему для $(n+1)$ -го приближения:

$$\begin{aligned}
 1 &= \theta_1 + \frac{\partial\theta_1}{\partial\bar{E}_1^0} \Delta\bar{E}_1^0 + \frac{\partial\theta_1}{\partial\bar{E}_2^0} \Delta\bar{E}_2^0 + \dots + \frac{\partial\theta_1}{\partial\bar{E}_c^0} \Delta\bar{E}_c^0 + \\
 &\quad + \frac{\partial\theta_1}{\partial\beta_1} \Delta\beta_1 + \frac{\partial\theta_1}{\partial\beta_2} \Delta\beta_2 + \dots + \frac{\partial\theta_1}{\partial\beta_{N+1}} \Delta\beta_{N+1} \\
 &\quad \vdots \\
 &\quad \vdots \\
 1 &= \theta_c + \frac{\partial\theta_c}{\partial\bar{E}_1^0} \Delta\bar{E}_1^0 + \frac{\partial\theta_c}{\partial\bar{E}_2^0} \Delta\bar{E}_2^0 + \dots + \frac{\partial\theta_c}{\partial\bar{E}_c^0} \Delta\bar{E}_c^0 + \\
 &\quad + \frac{\partial\theta_c}{\partial\beta_1} \Delta\beta_1 + \frac{\partial\theta_c}{\partial\beta_2} \Delta\beta_2 + \dots + \frac{\partial\theta_c}{\partial\beta_{N+1}} \Delta\beta_{N+1} \\
 0 &= f_1 + \frac{\partial f_1}{\partial\bar{E}_1^0} \Delta\bar{E}_1^0 + \frac{\partial f_1}{\partial\bar{E}_2^0} \Delta\bar{E}_2^0 + \dots + \frac{\partial f_1}{\partial\bar{E}_c^0} \Delta\bar{E}_c^0 + \\
 &\quad + \frac{\partial f_1}{\partial\beta_1} \Delta\beta_1 + \frac{\partial f_1}{\partial\beta_2} \Delta\beta_2 + \dots + \frac{\partial f_1}{\partial\beta_{N+1}} \Delta\beta_{N+1} \\
 &\quad \vdots \\
 &\quad \vdots \\
 0 &= f_{N+1} + \frac{\partial f_{N+1}}{\partial\bar{E}_1^0} \Delta\bar{E}_1^0 + \frac{\partial f_{N+1}}{\partial\bar{E}_2^0} \Delta\bar{E}_2^0 + \dots + \frac{\partial f_{N+1}}{\partial\bar{E}_c^0} \Delta\bar{E}_c^0 + \\
 &\quad + \frac{\partial f_{N+1}}{\partial\beta_1} \Delta\beta_1 + \frac{\partial f_{N+1}}{\partial\beta_2} \Delta\beta_2 + \dots + \frac{\partial f_{N+1}}{\partial\beta_{N+1}} \Delta\beta_{N+1}
 \end{aligned} \tag{XVI,9}$$

Здесь

$$\Delta\bar{E}_i^0 = \bar{E}_{i,n+1}^0 - \bar{E}_{i,n}^0$$

$$\Delta\beta_j = \beta_{j,n+1} - \beta_{j,n}$$

Уравнения Ньютона — Рафсона представляют собой уравнения $(c+N+1)$ -го порядка с $(c+N+1)$ неизвестными $\bar{E}_{i,n+1}^0$ и $\beta_{i,n+1}$. Значения θ_i и f_i находят, исходя из последней системы независимых переменных $\bar{E}_{i,n}^0$ и $\beta_{i,n}$. После определения производных, как это описывается ниже, уравнения Ньютона — Рафсона можно решить для c значений \bar{E}_i^0 и $(N+1)$ значений β_i , а из них легко получить последующую систему независимых переменных $\bar{E}_{i,n+1}^0$ и $\beta_{j,n+1}$.

Значения частных производных, фигурирующих в уравнениях Ньютона — Рафсона, находятся численным методом. Допустим, что все переменные имеют постоянные, взятые при предыдущем

приближении; исключение составляют значения для \bar{E}_{kn}^0 , которые выбирают следующим образом:

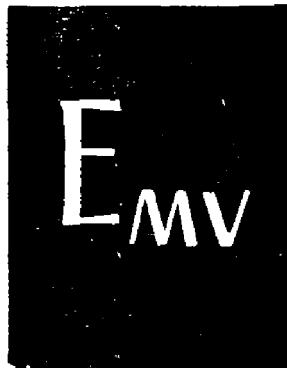
$$\bar{E}_{kp}^0 = \bar{E}_{kn}^0 + p \quad (\text{XVI},10)$$

Скорость сходимости данной задачи до искомого решения была увеличена при уменьшении приращения p по мере того, как \bar{E}_{ji}^0 приближались к корректированным значениям. Как правило, $p < 10^{-5}$ применять не следует из-за погрешности вычисления (округления). Была найдена последовательность чисел p , которая дает удовлетворительные результаты. На основе этого значения \bar{E}_{kp}^0 , остальных \bar{E}_{in}^0 и β_{jn} проводится новое приближение по колонне, дающее значения функций θ_k и f_1, f_2, \dots, f_{N+1} . Затем определяется частная производная θ_k по \bar{E}_k^0 :

$$\frac{\partial \theta_k}{\partial \bar{E}_k^0} = \frac{\theta_k(\bar{E}_{kp}^0, \beta_{1,n}, \dots, \beta_{N+1,n}) - \theta_k(\bar{E}_{kn}^0, \beta_{1,n}, \dots, \beta_{N+1,n})}{p} \quad (\text{XVI},11)$$

Соответствующие частные производные f_i по \bar{E}_k^0 рассчитываются аналогично f_1 :

$$\begin{aligned} \frac{\partial f_1}{\partial \bar{E}_k^0} = & \frac{f_1(\bar{E}_{1n}, \dots, \bar{E}_{kn}^0, \dots, \bar{E}_{cn}, \beta_{1n}, \dots, \beta_{N+1,n}) - }{p} \\ & - \frac{f_1(\bar{E}_{1n}, \dots, \bar{E}_{kn}, \dots, \bar{E}_{cn}, \beta_{1n}, \dots, \beta_{N+1,n})}{p} \end{aligned} \quad (\text{XVI},12)$$



РАСЧЕТ ЭФФЕКТИВНОСТИ К. П. Д. ТАРЕЛОК *

Существует два подхода к расчету тарельчатого аппарата:

1. Расчет проводится по теоретическим тарелкам с последующей оценкой их среднего к. п. д. на основании макропараметров, характеризующих условия работы тарелок данного типа.

2. При расчете базируются на уравнениях массопередачи с учетом гидродинамического режима на реальной тарелке. Особенность этого режима заложена в математическую модель.

Определение среднего к. п. д. тарелки

Средний к. п. д. реальной ступени разделения (тарелки) может быть определен из сравнения числа тарелок данной колонны и теоретического числа равновесных ступеней разделения N , необходимых для достижения такого же разделения по ключевым компонентам:

$$\bar{E} = \frac{N}{N_g} \quad (\text{XVII},1)$$

где N_g — число реальных тарелок.

На большинстве реальных массообменных тарелках не устанавливается термодинамического равновесия между отходящими потоками пара и жидкости. Только на небольшом числе тарелок, на которых жидкость и пар хорошо перемешаны, можно предполагать достижение равновесия.

Как указывалось выше, степень приближения к равновесию, достигаемая на реальной тарелке, может характеризоваться коэффициентом Мерфи, выражющим отношение фактического

* Глава взята из книги B. D. Smith «Design of Equilibrium Stage Processes», McGraw-Hill Book Company Inc., New York, 1963. — Прим. ред.

изменения концентрации пара на данной тарелке к изменению, которое происходит при установлении термодинамического равновесия с жидкостью. Коэффициент полезного действия тарелки по Мерфи может быть выражен через состав жидкости:

$$E_{jL} = \frac{x_{j+1} - x_j}{x_{j+1} - X_j} \quad (\text{XVII},2)$$

Концентрация X_j равновесна реальной концентрации пара y_j . Коэффициенты полезного действия по Мерфи могут характеризовать эффективность тарелки в целом только при полном перемешивании жидкости и пара на тарелке, когда состав на ней определяется одним значением y_j и x_j .

В противном случае, если концентрации на тарелке неодинаковы, подобным коэффициентом характеризуется только эффективность в данной точке:

$$E_{0V} = \frac{y - y_{j-1}}{Y - y_{j-1}} \quad (\text{XVII},3)$$

$$E_{0L} = \frac{x_{j+1} - x}{x_{j+1} - X}$$

Здесь концентрации y и x характеризуют состав в данной точке, а концентрации Y и X соответственно равновесны x и y .

Точечные к. п. д. по Мерфи могут быть рассчитаны только из условий массопередачи на реальной тарелке.

При экспериментальном определении средней эффективности тарелки всегда необходимо указывать те термодинамические данные, которые были положены в основу расчетного определения N .

При проектировании ректификационного оборудования эффективность тарелок определяют для данного типа (конструкции) по аналогии, исходя из соответствующих экспериментальных исследований. Некоторые такие данные помещены в справочнике Перри¹. Эксперимент показывает, что на эффективность тарелки данной конструкции оказывают существенное влияние такие параметры, как диаметр аппарата, высота слоя жидкости, ее поверхностное натяжение и особенно ее вязкость (чем ниже вязкость, тем выше эффективность массообмена). Весьма большое значение имеет относительная летучесть разделяемых компонентов. Чем выше относительная летучесть, тем больше сопротивление массопереносу в жидкой фазе. Влияние скорости пара оказывается мало. Рассмотрим некоторые эмпирические методики определения эффективности тарелки. Предложены простейшие зависимости среднего к. п. д. тарелок \bar{E} (XVII,1) от средней вязкости жидкости (при средней температуре), полученные путем обработки данных по ректификационным установкам нефтеперерабатывающей

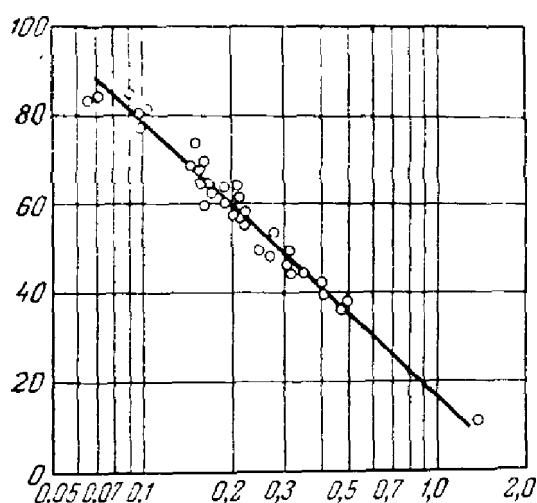


Рис. XVII-1. График зависимости (получен в результате обработки данных по 54 колоннам нефтеперерабатывающих производств) средней эффективности тарелок от вязкости. [По ординате — эффективность тарелок в %; по абсциссе — среднемолярная вязкость питания в см^3 (при средней температуре в колонне)].

(см. рис. XVII-1) с данными эксплуатации 30 промышленных колонн, работающих на неуглеводородных системах, имеются, но они относятся только к установкам разделения нефтеперерабатывающих заводов. Упомянутая выше зависимость была распространена на смеси с большой относительной летучестью³ и получено соотношение

$$\bar{E} = f(\alpha \mu)$$

где α — относительная летучесть ключевых компонентов; μ — рассчитывается по уравнению (XVII,4), см. рис. XVII-2.

В этой работе подчеркивается тот факт, что термодинамические свойства смеси оказывают существенное влияние на эффективность тарелки. Методика А. И. Ч. Е⁴. (Американский институт инженеров-химиков) основана на рассмотрении массопередачи на тарелке, имеющей определенную математическую модель, с учетом степени перемешивания жидкости на тарелке и величины ее уноса. Представления, используемые для развития данной методики, основаны на теории двойного сопротивления Уитмена⁵.

Найдем соотношения между общим числом единиц переноса, отнесенных к паровой фазе n_{0y} , и точечным к. п. д. E_{0V} . Предполагается, что жидкость полностью перемешивается в вертикальном направлении (т. е. имеет одинаковый состав x), поступающий пар также имеет одинаковый состав y_{j-1} . При барботаже пара

промышленности². Эта зависимость, относящаяся к колпачковым тарелкам, представлена на рис. XVII-1.

Для расчета вязкости жидкости предлагается использовать состав питающей смеси, как наиболее представительный, и вычислять вязкость по правилу аддитивности:

$$\mu_L = x_1 \mu_1 + x_2 \mu_2 + \dots + x_e \mu_e \quad (\text{XVII},4)$$

Вязкости берут при температуре средней между верхом и низом колонны.

При абсорбции вязкость рассчитывают по составу насыщенного абсорбента также при средней температуре в колонне.

Данные о хорошем согласовании указанной зависимости

12

через слой жидкости не происходит никакого вертикального перемешивания.

Интегрируя уравнение для единиц переноса, получаем:

$$\frac{B_{0y}L}{V} = \int_{y_{j-1}}^y \frac{dy}{Y-y} = n_{0y} = -\ln \frac{Y-y}{Y-y_{j-1}} \quad (\text{XVII},5)$$

Здесь величина Y принимается постоянной во всем интервале интегрирования, так как $x = \text{const}$.

Выражение под знаком логарифма есть не что иное, как $(1 - E_{0V})$, поэтому можно записать:

$$1 - E_{0V} = e^{-n_{0y}} = e^{-B_{0y}L/V} \quad (\text{XVII},6)$$

Для вывода соотношения между к. п. д. тарелки в целом E_{jV} и ее точечным к. п. д. E_{0V} необходимы дополнительные допущения о горизонтальном перемешивании жидкости.

При полном перемешивании жидкости на тарелке ее состав равен x_j . Соответственно концентрации Y и y постоянны по всему сечению тарелки, причем концентрация пара, покидающего тарелку, равна $y = y_j$. При этом

$$E_{0V} = E_{jV} = \frac{y_j - y_{j-1}}{Y_j - y_{j-1}} \quad (\text{XVII},7)$$

Рассмотрена модель, в которой отсутствует горизонтальное перемешивание жидкости и приняты следующие допущения:

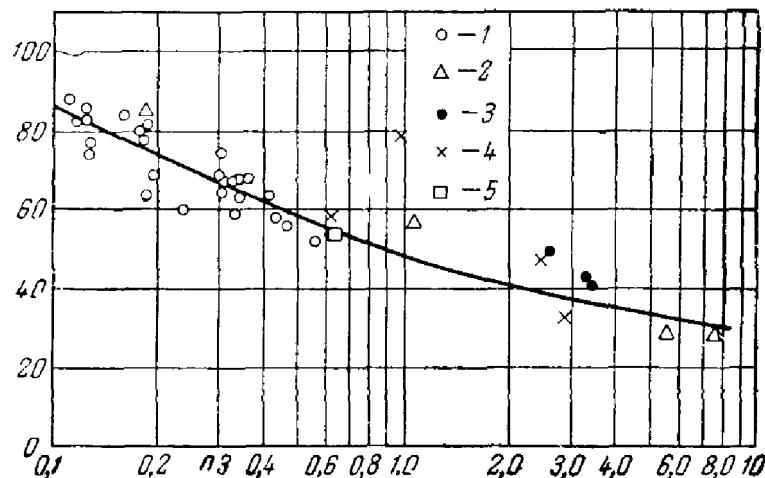


Рис. XVII-2. График зависимости средней эффективности тарелок от относительной летучести и вязкости [По ординате — эффективность тарелок в %; по абсциссе — произведение относительной летучести ключевых компонентов на вязкость питания (при средних условиях в колонне)]:

1 — промышленные колонны для углеводородов; 2 — промышленные колонны для хлорированных углеводородов; 3 — промышленные колонны фракционирования спирта; 4 — лабораторные колонны фракционирования спирта; 5 — прочие колонны.

- 1) жидкость имеет поршневое течение — полное вытеснение;
- 2) вертикальный градиент жидкости отсутствует — полное перемешивание;
- 3) коэффициенты массопередачи по тарелке постоянны;
- 4) пар, поступающий с предыдущей тарелки, имеет постоянную концентрацию y_{j-1} , т. е. происходит полное перемешивание пара в межтарелочном пространстве;
- 5) равновесная кривая — линейна.

Рассмотрим произвольную элементарную полосу в барботажной зоне тарелки, перпендикулярную направлению горизонтального движения жидкости на тарелке. Количество пара, проходящее через эту элементарную полосу, равно $dV = VdG$ (G указывает долю пара, приходящегося на данный участок в единицу времени, $0 \leq G \leq 1$). Количество жидкости, протекающее через эту полосу в единицу времени, равно L . По условию материального баланса для каждой такой элементарной полосы можно записать следующее равенство:

$$(y - y_{j-1}) V_M dG = L_M dx$$

Поскольку в интервале изменения концентраций на данной тарелке равновесную кривую можно всегда аппроксимировать прямой $Y = mx + b$, то $dY = m dx$ и уравнение баланса для данного компонента имеет вид

$$y - y_{j-1} = \frac{L_M}{mV_M} \cdot \frac{dY}{dG}$$

Из уравнения точечного к. п. д. (XVII,3) определим:

$$dY = \frac{dy}{E_{0V}}$$

Следовательно, уравнение материального баланса для любой элементарной полосы тарелки имеет вид

$$\lambda E_{0V} dG = \frac{dy}{y - y_{j-1}} \quad (\text{XVII,7a})$$

Здесь

$$\lambda = \frac{mV_M}{L_M}$$

Коэффициент массопередачи по всей площади тарелки принят постоянным, поэтому значение точечного к. п. д. E_{0V} также постоянно, как и следует из уравнения (XVII,6). Средний состав пара, отходящего с j -той тарелки y_j , получается в результате перемешивания паров, покидающих каждую элементарную полосу, т. е.

$$y_j = \int_0^1 y dG$$

Интегрируя уравнение (XVII,7а) от места поступления жидкости с верхней тарелки ($G=0$ и $y=y_{G=0}$) до места слива ($G=G$ и $y=y$) получим следующее выражение:

$$y = y_{j-1} \cdot (y_{G=0} - y_{j-1}) \exp(\lambda E_{0V} G)$$

Подставляя это выражение под знак интеграла и последовательно интегрируя, считая $y_{G=0}$ и y_{j-1} постоянными, получим:

$$\frac{y_j - y_{j-1}}{y_{G=0} - y_{j-1}} = \frac{1}{\lambda E_{0V}} [\exp(\lambda E_{0V}) - 1]$$

Здесь E_{0V} — точечный к. п. д. в месте поступления жидкости при условии, что

$$E_{0V} = \frac{y_{G=0} - y_{j-1}}{Y_j - y_{j-1}}$$

поскольку $Y_{G=0} = Y_j$.

Подстановка для E_{0V} дает после преобразования желаемое соотношение между E_{jV} и E_{0V} :

$$E_{jV} = \frac{1}{\lambda} [\exp(\lambda E_{0V}) - 1] \quad (\text{XVII},8)$$

Из уравнения (XVII,8) следует, что при поперечном течении жидкости в условиях полного вытеснения к. п. д. тарелки может быть выше единицы.

Рассмотрим случай течения жидкости при условии продольной диффузии, учитываемой коэффициентом турбулентной диффузии (частичное перемешивание жидкости).

Уравнение материального баланса по одному из компонентов для дифференциального слоя вспененной жидкости толщиной dz (рис. XVII-3) имеет следующий вид:

$$D_E \frac{d^2x}{dz^2} - \frac{L}{S} \cdot \frac{dx}{dz} + \frac{y_{j-1} - y}{S} \cdot \frac{V}{z} = 0$$

где величина $L/S = U$ — скорость жидкостного потока; D_E — коэффициент турбулентной диффузии.

Обозначая $z/Z = \omega$ — долю площади сечения тарелки, получаем:

$$\frac{1}{Pe_d} \cdot \frac{d^2x}{d\omega^2} - \frac{dx}{d\omega} + (y_{j-1} - y) \frac{V}{L} = 0$$

где $Pe_d = \frac{U z_e}{D_E}$ — диффузионное число Пекле.

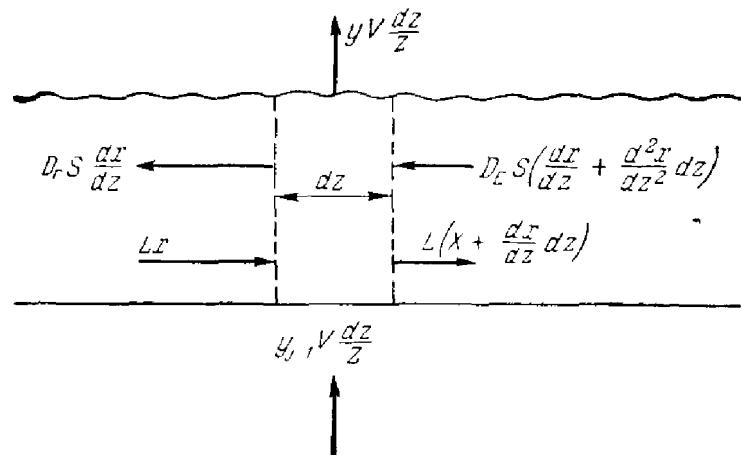


Рис. XVII-3. Модель перемешивания жидкости, рассматриваемая при выводе уравнения (XVII-14).

Из определения точечного к. п. д. можно найти:

$$E_{0V} = \frac{y - y_{j-1}}{m(x - X)} \quad (\text{XVII},9)$$

где X — концентрация, равновесная поступающему пару y_{j-1} , т. е. $y_{j-1} = mX + b$.

Тогда окончательно получается следующее дифференциальное уравнение:

$$\frac{1}{Pe_d} \cdot \frac{d^2x}{d\omega^2} - \frac{dx}{d\omega} - \lambda E_{0V} (x - X) = 0 \quad (\text{XVII},10)$$

Границные условия около переливной перегородки при $\omega = 1$:

$$x = x_j \quad \text{и} \quad \frac{dx}{d\omega} = 0$$

Решение уравнения имеет следующий вид:

$$\frac{x - X}{x_j - X} = \frac{\exp [(\eta + Pe_d)(\omega - 1)]}{1 + \frac{\eta + Pe_d}{\eta}} + \frac{\exp [\eta(1 - \omega)]}{1 + \frac{\eta}{\eta + Pe_d}} \quad (\text{XVII},11)$$

Здесь

$$\eta = \frac{Pe_d}{2} \left[\sqrt{1 + \frac{4\lambda E_{0V}}{Pe_d}} - 1 \right] \quad (\text{XVII},12)$$

Конечной целью расчета является вычисление к. п. д. тарелки E_{0V} .

Выразим знаменатель и числитель уравнения (XVII,2) через x :

$$Y_j - y_{j-1} = m(x_j - X)$$

$$y_j - y_{j-1} = \int_0^1 (y - y_{j-1}) d\omega$$

Последнее уравнение выражает условие, что средняя концентрация паров, отходящих с j -той тарелки, равна y_j . Подставляя в подынтегральное выражение значение $y = y_{j-1}$ из уравнения (XVII,9), получаем:

$$\frac{E_{jV}}{E_{0V}} = \int_0^1 \frac{x - X}{x_j - X} d\omega \quad (\text{XVII},13)$$

Расчет к. п. д. тарелки по методике А. И. Ч. Е.

Подстановкой значения подынтегрального выражения из уравнений (XVII,11) и (XVII,12) и интегрированием получено уравнение (XVII,14), рекомендованное методикой А. И. Ч. Е. для вычисления эффективности тарелок, имеющих продольное перемешивание в потоке жидкости:

$$\frac{E_{jV}}{E_{0V}} = \frac{1 - \exp [-(\eta + Pe_d)]}{(\eta + Pe_d) \left[\frac{1 + Pe_d}{\eta} \right]} + \frac{\exp (\eta) - 1}{\eta \left[\frac{1 + \eta}{(\eta + Pe_d)} \right]} \quad (\text{XVII},14)$$

Числовые решения в зависимости от Pe_d и λE_{0V} проведены при помощи вычислительной машины и представлены на рис. XVII-4.

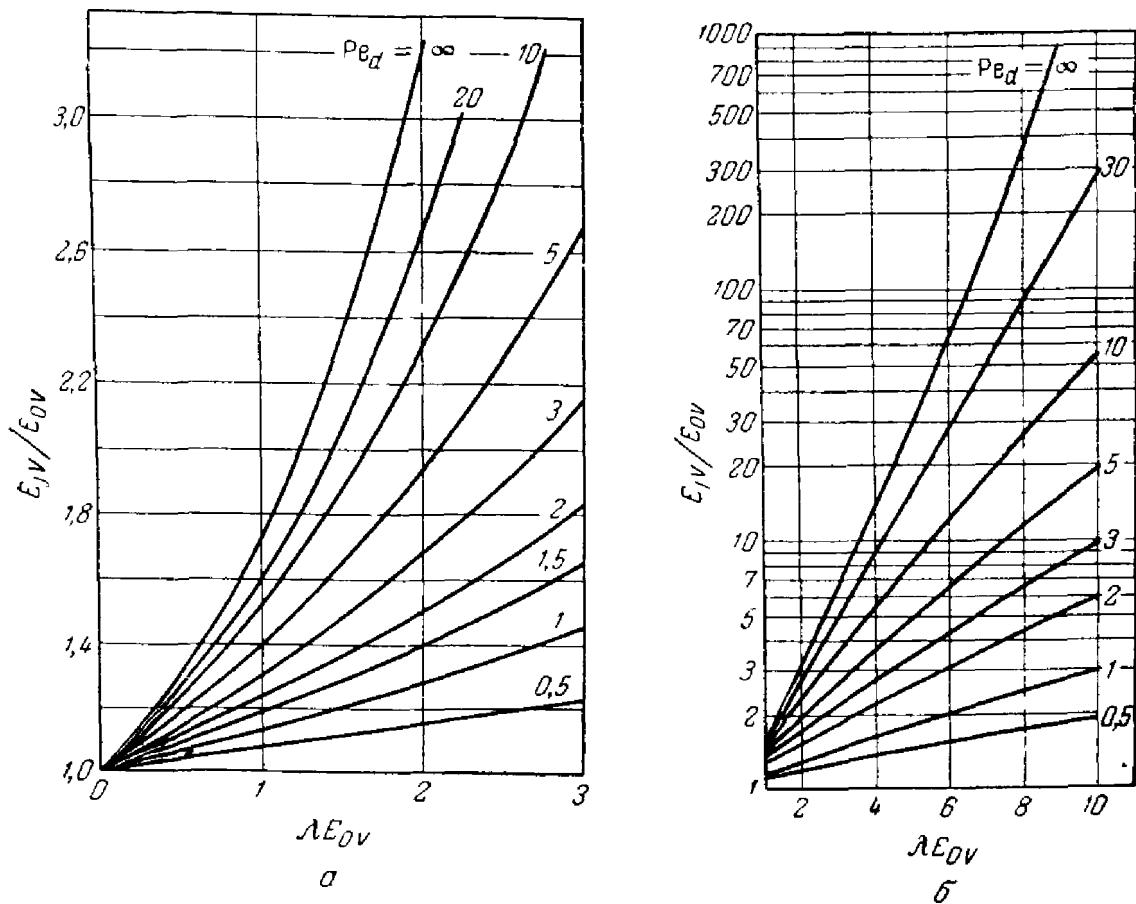


Рис. XVII-4. Решение уравнения (XVII-14).

Установим соотношения между точечным к. п. д. тарелки, отнесенным к паровой фазе E_{0V} , и к. п. д., отнесенным к жидкой фазе E_{0L} . Это возможно сделать, поскольку указанные к. п. д. являются двумя формами записи одного и того же процесса переноса (данное утверждение было бы неверно, например, для E_V и E_L). Из уравнений материального баланса можно получить известные соотношения между коэффициентами полезного действия тарелки, отнесенными к жидкой или паровой фазе:

$$E_{0V} = \frac{E_{0L}}{E_{0L} - \lambda(1 - E_{0L})} \quad (\text{XVII},15)$$

$$E_{0V} = \frac{E_{0L}}{E_{0L} + \lambda(1 - E_{0L})} \quad (\text{XVII},16)$$

При $\lambda = 1$ значения $E_{0L} = E_{0V}$. Если $\lambda > 1$, то $E_{0L} > E_{0V}$, и если $\lambda < 1$, то $E_{0L} < E_{0V}$. Аналогичные соотношения имеются и между E_{0V} и E_{0L} .

В общем случае сопротивление переносу имеется в обеих фазах. Эти фазовые сопротивления могут быть выражены, например, числом единиц переноса n_x и n_y . Аддитивное сложение этих сопротивлений позволяет вычислить n_{0x} (или n_{0y}) и затем E_{0V} . Однако иногда все сопротивление может быть сосредоточено в одной из фаз. Эти случаи рассматриваются ниже.

Понятно, что перемешивание жидкости не оказывает влияния на эффективность тарелки, если все сопротивление сосредоточено в паровой фазе. Если λ мала (большое сопротивление паровой фазы), то можно записать, что

$$e^{E_{0V}} \approx 1 + \lambda E_{0V}$$

и уравнение (XVII,8), при выводе которого не предполагалось перемешивания жидкости, дает $E_{0V} = E_{0V}$ (последнее выражение всегда справедливо, если жидкость полностью перемешана). Для обсуждаемого случая (все сопротивление в паровой фазе) нет необходимости применять уравнение (XVII,11), так как можно прямо пользоваться значением E_{0V} без учета уноса жидкости (см. ниже).

Рассмотрение уравнения (XVII,15) в условиях, когда все сопротивление находится в жидкой фазе, показывает, что первым членом знаменателя можно пренебречь по сравнению со вторым:

$$E_{0V} = \frac{E_L}{\lambda(1 - E_L)}$$

Кроме того

$$n_x = \frac{E_L}{1 - E_L}$$

и

$$\lambda E_{0V} = n_x \quad (\text{XVII},17)$$

Аналогично из уравнения (XVII,16) получим:

$$\lambda E_{jV} = \frac{E_{jk}}{1 - E_{jL}} \quad (\text{XVII},18)$$

Деля уравнение (XVII,18) на (XVII,17), найдем соотношение эффективностей для случая отсутствия сопротивления в паровой фазе:

$$\frac{E_{jV}}{E_{0V}} = \frac{E_{jL}}{n_x (1 - E_{jL})} \quad (\text{XVII},19)$$

Влияние перемешивания жидкости может быть учтено с помощью графика, показанного на рис. XVII-4, где вместо λE_{0V} подставляется n_x и значение правой части уравнения (XVII,19) берется на ординате. Значение n_x находят на основе эмпирических соотношений (см. ниже).

Отдельно следует рассмотреть влияние уноса жидкости на эффективность тарелок (например, на E_{jV}). Если величину уноса жидкости ε выразить в молях на моль сухого пара, то материальный баланс i -того компонента по j -той тарелке можно записать как

$$V y_j + \varepsilon V x_j = (L + \varepsilon V) x_{j+1} + (V - L) x_d \quad (\text{XVII},20)$$

В этом уравнении принято, что дистиллят также является сухим паром. Применение значений x , означает допущение о полном перемешивании жидкости на тарелке.

Фактор уноса жидкости с тарелки можно рассмотреть в отношении его влияния на концентрацию пара, отходящего с j -той тарелки. Потоки εV представляют собой внутреннюю циркуляцию, поэтому в общем уравнении баланса их можно не рассматривать. Обозначив концентрацию отходящего пара в условиях уноса через $\bar{y}_j \neq y_j$, получим:

$$V \bar{y}_j = L x_{j+1} + (V - L) x_d \quad (\text{XVII},21)$$

Из сопоставления уравнений (XVII,20) и (XVII,21) найдем:

$$\bar{y}_j = y_j - \varepsilon (x_{j+1} - x_j) \quad (\text{XVII},22)$$

Комбинируя уравнения (XVII,2) и (XVII,22), получим:

$$E_{j\varepsilon} = \frac{\bar{y}_i - \bar{y}_{j-1}}{Y_j - y_{j-1}} = \frac{y_j - y_{j-1} - \varepsilon [(x_{j+1} - x_j) - (x_j - x_{j-1})]}{Y_j - y_{j-1} + \varepsilon (x_{j+1} - x_j) - \varepsilon [(x_{j+1} - x_j) - (x_j - x_{j-1})]} \quad (\text{XVII},23)$$

где $E_{j\varepsilon}$ — к. п. д. тарелки с учетом уноса.

Колбори ввел в уравнение (XVII,18) значение к. п. д. тарелки в отсутствие уноса E_{jV} и получил значение $x_{j+1} - x$ из уравнения (XVII,20), записав его также и для $(j-1)$ -й тарелки. Подставляя полученное значение в уравнение (XVII,23), а также поделив числитель и знаменатель уравнения (XVII,23) на $Y_j - y_{j-1}$, получим:

$$E_{j\varepsilon} = \frac{\frac{E_{jV} - \varepsilon C}{Y_j - y_{j-1}}}{1 + \frac{\varepsilon V E_{jV}}{L} - \frac{\varepsilon V C (\varepsilon + 1)}{L (Y_j - y_{j-1})}}$$

Если углы наклона рабочей и равновесной линий не слишком различны, то величина $C = (x_{j+1} - x) - (x_j - x_{j-1})$ очень мала. Поэтому, как показал Колбори, с достаточной точностью к. п. д. тарелки (учитывая унос) можно определить по следующему уравнению:

$$E_{j\varepsilon} = \frac{E_{jV}}{1 + \varepsilon V E_{jV}/L} \quad (\text{XVII},24)$$

Следует отметить, что здесь уже при выводе допущено равенство величины ε для всех тарелок колонны.

Таким образом, для определения эффективности тарелки необходимо иметь сведения о коэффициентах массоотдачи в паровой и жидкой фазах, степени перемешивания жидкости на тарелке и величине уноса жидкости. Массоперенос в паровой фазе характеризуется величиной E_V :

$$1 - E_V = e^{-n_y}$$

Эмпирическое соотношение для n_y имеет вид

$$n_y = \frac{0,776 + 4,57 h_w - 0,2375 F_{Va} + 0,175 \cdot 10^{-2} \frac{q'}{l}}{Sc^{0,5}} \quad (\text{XVII},25)$$

где h_w — высота сливного порога, м; $F_{Va} = V_a \sqrt{\rho_V}$; V_a — скорость пара, отнесенная к площади барботажа, м/сек; q' — действительная скорость потока светлой жидкости, л/мин; l — средняя ширина потока жидкости, м; $Sc = \frac{\mu_V}{\rho_V D_V}$ — критерий Шмидта; μ_V — вязкость пара, кг/(ч · м).

Соответственно методикой А. И. Ч. Е. предусматриваются следующие эмпирические соотношения по определению n_x для колпачковых тарелок:

$$n_x = [(11,47 \times 10^4) D_L]^{0,5} (0,213 F_{Va} + 0,15) t_l \quad (\text{XVII},25\text{a})$$

где D_L — коэффициент диффузии в жидкости, $\text{м}^2/\text{ч}$; t_l — время пребывания жидкости во вспененной массе, сек.

$$t_l = \frac{152 h_l Z_l}{(q'/l)} \quad (\text{XVII},26)$$

где h_l — высота слоя светлой жидкости на тарелке, м; Z_l — длина пути жидкости на тарелке до слива, м.

Величина h_l вычисляется следующим образом:

$$h_l = 1,65 + 7,5 h_w - 0,532 F_{Va} + 0,1612 \cdot 10^{-2} \frac{q'}{l} \quad (\text{XVII},27)$$

Для ситчатых тарелок

$$n_x = 1075 D_L^{0,5} (0,4 F_{Va} + 0,17) t_l \quad (\text{XVII},28)$$

Для ситчатой тарелки

$$h_l = 0,24 + 0,725 h_w - 9,35 h_w F_{Va} + 8,06 \cdot 10^{-4} \frac{q'}{l} \quad (\text{XVII},29)$$

Последнее уравнение применяется для ситчатых тарелок вместо предыдущего h_l , определяемого уравнением (XVII,27). Соотношение между n_x и n_y такое же, как и между соответствующими частными коэффициентами массоотдачи:

$$\frac{1}{n_{0y}} = \frac{1}{n_y} + \frac{\lambda}{n_x} = \frac{\lambda}{n_{0x}} \quad (\text{XVII},30)$$

$$-2,3 \lg (1 - E_{0V}) = n_{0y} \quad (\text{XVII},31)$$

Связь между E_{0L} и E_{0V} дается уравнением (XVII,15).

Продольное перемешивание жидкости на тарелке характеризуется критерием Пекле

$$Pe_d = \frac{L_l^2}{D_E t_l}$$

Значение t_l определяется уравнением (XVII,26). Соотношение для D_E ($\text{м}^2/\text{сек}$) методикой А. И. Ч. Е. рекомендуется следующее.

Для круглых колпачков диаметром 75 мм, распределенных по правильным шестиугольникам с шагом 115 мм, а также для ситчатых тарелок

$$(10,75 D_E)^{0,5} = 0,0124 + 0,057 V_a + 0,02 \cdot 10^{-2} \frac{q'}{l} + 0,59 h_w \quad (\text{XVII},32)$$

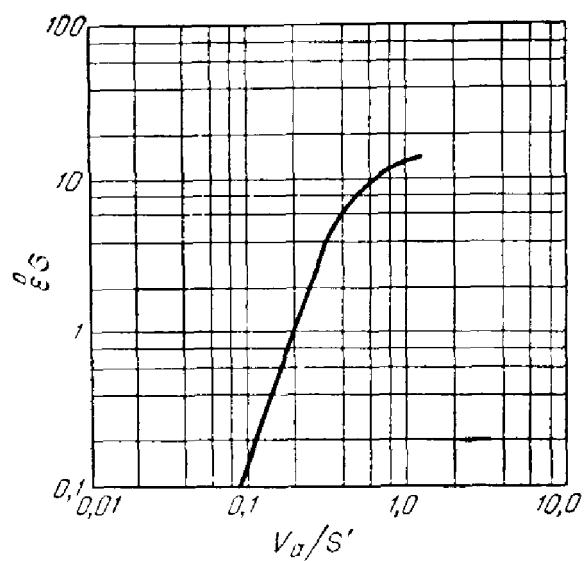


Рис. XVII-5. График уноса жидкости.

Видимая высота пены (в см) равна

$$h_f = 4,18 \cdot 10^{-2} F_{V_a}^2 + 189 h_w - 4,07 \quad (\text{XVII},32)$$

Уравнение (XVII,32) справедливо, если отношение плотности жидкости к плотности пара выше 60.

П р и м е ч а н и е. Прежде чем снимать величину уноса $\overset{\circ}{\sigma}$ с графика на рис. XVII-5, необходимо значение V_a/S' [в м (сек · см)] умножить на коэффициент 8,33.

★ Оливер и Ватсон⁶ предложили модель реальной тарелки, в которой принято, что часть жидкости, текущей по тарелке в количестве $C-1$ возвращается к точке входа жидкости на данную тарелку без какого-либо контакта с паровым потоком. Основной же поток вдоль тарелки имеет поршневой режим (полное вытеснение). При допущениях, которые делал Льюис⁵, решение для этой модели имеет вид

$$E_{JV} = \frac{C}{\lambda} \left[e^{\frac{\lambda E_{0V}}{C}} - 1 \right]$$

Здесь C изменяется от режима полного вытеснения ($C \rightarrow 1$) до режима полного перемешивания ($C \rightarrow \infty$). Таким образом, коэффициент C в этой модели является фактором перемешивания, который исключает замер градиента концентрации и требует лишь наличия трех проб с тарелки, чтобы определить указанный фактор. Фактор C вычисляется из покомпонентного баланса:

$$C = \frac{x_1 - x_0}{x_l - x_0}$$

где x_1 — концентрация жидкости, поступающей на тарелку; x_0 — концентрация жидкости, покидающей тарелку; x_l — концентрация жидкости перед первым рядом колпачков.

Были предложены и еще более сложные модели ректификационных тарелок, например модель с разбрызгиванием жидкости⁷ (Liquid Splashing), согласно которой тонкий ламинарный слой жидкости течет по дну тарелки, а оставшаяся жидкость сильно турбулизирована, причем наблюдается перенос жидкости (брьзы, фонтанирующие струи).

Для круглых колпачков диаметром 165 мм, размещенных с шагом 220 мм, значение $(10,75 D_E)^{0,5}$ оказалось в 1,154 раза больше, чем по уравнению (XVII,27). Методика А. И. Ч. Е. дает (рис. XVII-5) графическую зависимость произведения $\overset{\circ}{\sigma}$ как функции V_a/S' , где $\overset{\circ}{\sigma}$ — унос, кг/кг пара; σ — поверхностное натяжение, дин/см; S' — расстояние между верхом пены (аэрированной жидкости) и выпадающей тарелкой, см.

Отметим, что, хотя приведенные модели тарелки различны между собой, решения, связывающие общую и точечную эффективность массообмена, похожи для всех случаев и могут быть легко сведены к двум предельным вариантам — полному вытеснению и полному перемешиванию.

Подобные аналогии имеются во всех моделях. Например, для модели с рециркуляцией жидкости доля жидкости, переносимая «вихревым» потоком, равна $C - 1$, а безразмерная длина этого переноса равна единице (перенос на всю длину тарелки).

Параметром, характеризующим перемешивание, является величина C (для диффузионной модели параметр, характеризующий перемешивание, — число Pe_d).

Математически эти модели могут быть сопоставлены следующим образом:

$$Pe_d = \frac{E_{0V}}{C(C-1)}$$

В методике A.I.Ch.E. предполагается, что соотношения, развитые здесь для случая бинарной смеси, могут быть перенесены на любую много-компонентную систему при условии применения соответствующих значений параметров переноса и физических свойств. Такая модель не будет, конечно, отвечать действительности, но любые другие предположения крайне увеличивают трудности исследований и вычислений, а ошибки от самих предположений могут быть также слишком большими. — Прим. ред.★

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

E_{0y} — коэффициент массопередачи, отнесенный к паровой фазе.

E_{0V}, E_{0L} — к. п. д. тарелки по Мерфи, отнесенный соответственно к паровой и жидкой фазам.

E_{0V}, E_{0L} — точечный к. п. д. тарелки, отнесенный соответственно к паровой и жидкой фазам.

E_V, E_L — точечный к. п. д. тарелки, когда все сопротивление сосредоточено соответственно в паровой и жидкой фазах.

E_{1z} — к. п. д. тарелки с учетом упса.

E — средний к. п. д. тарелки в колонне.

L_M, V_M — соответственно потоки жидкости и пара, отнесенные к площади барботажа.

m — угол наклона кривой равновесия, $m = dY/dx$.

n_x, n_y — число единиц переноса при сопротивлении переносу соответственно в жидкой и паровой фазах.

n_{0x}, n_{0y} — число единиц переноса, отнесенных соответственно к жидкой и паровой фазам.

z — высота барботажного (контактного) слоя жидкости.

ЛИТЕРАТУРА

- Perry J. H., Chemical Engineers Handbook, 3rd ed., New York, McGraw-Hill Book Company, Inc., 1950, p. 610.
- Drickamer H. G., Bradford J. R., Trans. Am. Ind. Chem. Eng., **39**, 319 (1943).
- O'Connell H. E., Trans. Am. Inst. Chem. Eng., **42**, 741 (1946).
- Bubble-tray Design Manual, A. I. Ch. E., New York (1958), 2nd print.
- Lewis W. K., Ind. Eng. Chem., **28**, 399 (1936).
- Oliver E. D., Watson C. C., Am. Inst. Chem. Eng. J., **2**, 18 (1956).
- Johnson A. J., Marangoris J., Canad. J. Chem., **36**, 161 (1958).

ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

- Абсорберы** 198 сл.
материальные балансы 183 сл.
расчет с использованием эффективностей тарелок по Мерфи и испарения 316, 317
с кипятильниками 177 сл.
- Азеотропная ректификация**, расчет 202, 203, 219 сл.
- Атермические многокомпонентные смеси** 56
- Бенедикта — Вебба — Рубина** уравнение состояния для расчета паро-жидкостного равновесия 51 сл.
- Бинарные азеотропы** 219, 223
- Болла** методика расчета 109 сл., 115, 116
- Гетераазеотропы** 219, 221
- Гиббса** избыточная свободная энергия системы 55 сл.
- Гильдебранда** уравнения для определения коэффициентов активностей компонентов и параметров растворимости смесей 46
- Граббе** методика расчета 110, 111, 113
- Гринштадта** методика расчета 114, 115
- Дефлегматоры** 64
- Интерполирование**
как модификация метода последовательных приближений 20, 21
линейное 49
при расчете отпарных колонн 194, 195
- Интерполирование**
паро-жидкостного равновесия 54 сл.
температур кипения и точки росы 26 сл.
— однократного испарения 38, 43, 44
трехточечное 49
- Испарение**
модифицированная эффективность 306, 309, 310
однократное адиабатическое, расчет 37 сл.
- Итерации** простые при различных методах сходимости 14 сл., 73, 74, 84, 85, 116
- Кардано** уравнения для определения коэффициентов летучести компонентов смесей 48
- Кипятильники** 64, 177 сл.
- Колонны**
отпарные см. Отпарные колонны
простые см. Простые колонны
сложные см. Сложные колонны
тарелки см. Тарелки ректификационные
- Компоненты**
двухфазные 24 сл., 31 сл.
ключевые и межключевые 246 сл.
независимость количеств от направления расчета 74 сл.
нераспределяющиеся см. Нераспределющиеся компоненты однофазные 29, 30, 35 сл., 145 сл.
- Константы фазового равновесия**, расчет 44 сл., 50
- Коэффициенты**
активности компонентов смесей 55, 57 сл., 205 сл.

- Коэффициенты**
 вириальные 59
 летучести компонентов смесей 45 сл.
 полезного действия тарелок см.
 Эффективность тарелок
- Критерий сходимости простых итераций** 18
- Кубовый продукт** 64
- Лагранжа**
 интерполярование 49
 теорема 107, 108
- Летучести компонентов смесей**
 коэффициенты 45 сл.
 относительные при расчете температур кипения и точки росы 27 сл.
- Листера** θ -метод сходимости расчета 90 сл.
- Льюиса и Матисона** методика расчета 63, 82 сл.
 в сочетании с методом сходимости Листера 96, 98, 99
 Пайзера 104, 105
 Харпа — Боннера 99 сл.
 — — с тепловыми балансами для простых колонн 136, 137
 сравнительная характеристика 115, 116
- Материальные балансы**
 абсорбиров 183 сл.
 колонн
 простых 67 сл., 248, 249, 274 сл., 311 сл., 315
 сложных 165 сл., 263 сл., 281 сл., 316, 317
- Матрицы** для решения уравнений материальных балансов простых колонн 78 сл.
- Мерфри** показатели эффективности тарелок колонн 306 сл.
- Метод**
 последовательных приближений, приемы 14 сл.
 постоянного состава см. Постоянного состава метод составления тепловых балансов для простых колонн 120 сл.
 «Nesting»-Метод расчета ректификации 144, 145
- Q-Метод**
 при расчете абсорбиров 178 сл., 189 сл.
 при составлении тепловых балансов для простых колонн 131 сл.
- θ -Метод сходимости**
 Листера 90 сл.
 Пайзера 104, 105
 при расчете
 абсорбиров 185 сл.
 колонн простых 298 сл.
 — сложных 161 сл., 303, 304
 сравнительная характеристика 116
- Метод(ы) сходимости расчета** см. также Методы и Методики для абсорбиров 187, 188
 для колонн
 простых 254, 274 сл.
 сложных 161 сл., 290 сл.
 и итерации простые 34 сл., 73, 74, 84, 85, 116
 при определении эффективностей тарелок по эксплуатационным данным 326 сл.
 сравнение 115, 116
 Харпа — Боннера 99 сл.
- Методика расчета**
 БВР 51 сл.
 Болла 109 сл.
 Вильсона 54 сл.
 Граббе 110, 111, 113
 Гринштадта 114, 115
 Льюиса и Матисона см. Льюиса и Матисона методика расчета
 Розе 105 сл., 115, 116
 Тилле и Геддеса см. Тилле и Геддеса методика расчета
 ЧАО и Сидера 45 сл., 53, 54
- Направление расчета, колонны**
 простые 74 сл., 246, 247
 сложные 171, 263 сл., 267
- Нераспределяющиеся компоненты, колонны**
 простые 150 сл., 253, 254, 301, 302
 сложные 170 сл.
- Нильсена** критерий сходимости простых итераций 18
- Ньютона способ**
 для расчета
 паро-жидкостного равновесия 32 сл., 36, 37
 температур кипения и точки росы 25 сл., 30
 — однократного испарения 38
 как модификация метода последовательных приближений 18 сл.

- Отклонения жидкостей от идеальности** 203 сл.
- Отпарные колонны**, расчет с использованием различных методов сходимости 192 сл.
- эффективностей тарелок по Мерфри 312, 313, 315
- Пайзера** θ -метод сходимости расчета 104, 105
- Паро-жидкостное равновесие**, расчет в системах 30
- двуихфазных 31 сл.
 - однофазных 35 сл.
 - на ЭВЦМ 44 сл.
 - по методике Вильсона 54 сл.
- Парциальные дефлегматоры** 64
- Питание**, энергетические состояния 65 сл.
- Питцера** модификация принципа соответственных состояний 45, 47
- Погрешности вычислений**, расчет
- абсорбера 177, 185, 186
 - колонн
 - простых 140 сл.
 - сложных 168 сл.
- Полные дефлегматоры 64
- Постоянного состава** метод
- при расчете абсорбера 178, 179, 189 сл.
 - составления тепловых балансов
 - для простых колонн 129 сл.
- Потенциалы**
- Гиббса термодинамические 55 сл.
 - изохорные 51, 52
- Простые колонны**
- материальные балансы 67 сл., 248, 249, 274 сл., 311 сл., 315
 - расчет
 - с учетом тепловых балансов 120 сл.
 - усовершенствование 140 сл., 155 сл.
 - система 295 сл.
 - с минимальной флегмой 245 сл.
 - с полной рециркуляцией 236, 237
 - с полным возвратом флегмы 232 сл.
 - температурные профили 126 сл., 148 сл., 256, 262, 279, 280
- Процедуры**
- «соответствие по низу и верху» 142, 143, 169
 - форсирующие 122 сл.
- П'єротти** уравнение отклонения жидкостей от идеальности 205, 208
- Разделение азеотропных смесей**, схемы 226 сл.
- Растворимость компонентов углеводородных смесей**, параметры 46
- Расчет**
- абсорбера 177 сл.. 183 сл., 198 сл.
 - колонн
 - отпарных см. Отпарные колонны
 - простых см. Простые колонны с боковыми стриппинг-секциями 287 сл.
 - сложных см. Сложные колонны
 - констант фазового равновесия 44 сл., 50
 - методы сходимости см. Методы сходимости расчета
 - направление см. Направление расчета
 - однократного адабатического испарения 37
 - погрешностей вычислений см. Погрешности вычислений ректификации
 - azeотропной 202, 203, 219 сл.
 - экстрактивной 229
 - температура кипения и точки росы 24 сл., 29, 30, 47
 - питания и однократного испарения 37 сл.
- Редлиха — Квонга** уравнение для расчета коэффициентов летучести компонентов в паровой фазе 46
- Редлиха — Кистера** уравнение для свободной энергии многокомпонентных смесей 55, 58
- Розе** релаксационная методика расчета 105 сл., 115, 116
- Сложные колонны**
- материальные балансы 165 сл., 263 сл., 281 сл., 316, 317
 - расчет
 - θ -методом сходимости 162 сл.
 - с использованием эффективности испарения 316, 317
 - с боковыми стриппинг-секциями 278 сл.
 - система 303, 304
 - с минимальной флегмой и ее полным возвратом 237 сл., 263 сл.
 - температурные профили 240, 242
 - 270 сл., 285

- Стрипинг-секции боковые сложных колонн 287 сл.
- Сходимость расчетов 115, 116
- методы см. Методы сходимости расчета
- по методикам Тиле — Геддеса и Льюиса — Матисона 73, 84, 85
- по способу Ньютона 19
- Ньютона — Рафсона 22
- простых итераций 14 сл., 73, 74, 84, 85
- Тарелки ректификационные
- коэффициент полезного действия см. Эффективность тарелок
- модели 342, 343
- питания и теоретические 64 сл.
- Температурные профили, колонны простые 126 сл., 148 сл., 256, 257, 262, 279, 280
- с боковыми стрипинг-секциями 295, 296
- сложные 240, 242, 270 сл., 285
- Температуры
- кипения и точки росы 24 сл., 47, 154, 155
 - питания и однократного испарения 37 сл.
- Теоремы Лагранжа и о среднем значении подынтегральной функции 107, 108
- Тепловые балансы, ректификация азеотропная (экстрактивная) 214 сл.
- в колоннах
 - простых 120 сл., 129 сл., 254, 255, 277 сл.
 - сложных 265, 266, 283 сл.
- Теплопередача, эффективность 310
- Тиле и Геддеса методика расчета 63, 67 сл., 232 сл., 245 сл.
- в сочетании
 - с θ -методом сходимости 50 сл.
 - с тепловыми балансами для простых колонн 122 сл.
- сравнительная характеристика 115, 116
- Точка росы
- определение температур 24, 27 сл., 47 сл.
 - при расчете ректификации в простых колоннах 154
- Тройные азеотропы 219, 221 сл.
- Уравнение(я)
- Бенедикта — Вебба — Рубина 51 сл.
 - Вильсона 55, 56
 - Гильдебранда 46
 - для зон постоянных концентраций в простых колоннах 246, 247, 250 сл.
 - Кардано 48
 - Пайзера 104
 - Пьеротти 205, 208
 - Редлиха — Квонга 46
 - Редлиха — Кистера 55, 58
- Фактор(ы)
- абсорбции (извлечения) и отпарки 67 сл., 143, 169, 186
 - уноса жидкости с тарелки 339 сл.
- Флегма
- минимальная, колонны
 - простые 245 сл.
 - сложные 263 сл.
 - полный возврат, колонны
 - простые 232 сл.
 - сложные 237 сл.
- Форсирующие процедуры 122 сл.
- Фракционирующие абсорберы, расчет 177 сл.
- Харпа — Боннера метод сходимости расчета 99 сл.
- Чао и Сидера методика расчета 45 сл., 53, 54
- Экстрактивная ректификация, расчет 203, 229
- Энергия свободная избыточная многокомпонентных смесей 55 сл., 205
- Эффективность
- испарения 309, 310, 315 сл.
 - теплопередачи 310
- Эффективность тарелок
- модифицированная по Мерфри 306 сл.
 - определение
 - по методике А. И. Ч. Е. 332, 337 сл.
 - по эксплуатационным данным 325 сл.
 - средняя 330 сл.

Чарльз Д. Холланд
М., Издательство «Химия», 1969 г.
348 с. УДК 66.048.3.011

Редактор М. М. Браславская
Художник М. Ф. Ольшевский
Технический редактор В. В. Коган
Корректоры С. Л. Федотова,
Р. А. Вилкомирская

Подписано к печати 29/І 1969 г.
Формат 60 × 90¹/₁₂. Печ. л. 22.
Уч.-изд. л. 19,23. Заказ 2558.
Тираж 5000 экз. Цена 1 р. 53 к.
Бумага типографская № 2.
Темпплан 1968 г. № 39.

Ленинградская типография № 14
«Красный Печатник»
Главполиграфпрома Комитета по печати
при Совете Министров СССР.
Московский проспект, 91.

ИЗДАТЕЛЬСТВО «ХИМИЯ»

ГТОВИТСЯ
К ВЫПУСКУ
В
1969 ГОДУ

Бояринов А. И., Кафаров В. В.

МЕТОДЫ ОПТИМИЗАЦИИ В ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Под ред. чл.-корр. АН СССР Кафарова В. В.

37 л., ц. 1 р. 50 к. в пер.

В книге в доступной форме изложены основы методов оптимизации (классический анализ, вариационное исчисление, принцип максимума, динамическое, линейное и нелинейное программирование) с иллюстрацией их на объектах химической технологии. Сформулированы общие положения, касающиеся выбора критериев оптимальности химико-технологических процессов. Рассмотрены задачи, связанные с оптимизацией конкретных процессов.

Книга предназначена в качестве учебного пособия для студентов химико-технологических вузов и химико-технологических факультетов политехнических вузов. Она может быть полезна также широкому кругу научных и инженерно-технических работников предприятий, исследовательских и проектных организаций химической и смежных с ней отраслей промышленности.

Предварительные заказы на книгу можно оформить в магазинах, распространяющих научно-техническую литературу.

ИЗДАТЕЛЬСТВО «ХИМИЯ»

**ГОТОВИТСЯ
К ВЫПУСКУ
В
1969 ГОДУ**

**Левеншиль О.
ИНЖЕНЕРНОЕ ОФОРМЛЕНИЕ
ХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ**

Перевод с английского, под ред. и с доп.
чл.-корр. АН СССР Слилько М. Г.

50 л., ц. 3 р. 85 к. в пер.

В книге рассмотрены вопросы расчета химических реакций, протекающих в типичных для процессов химической технологии реакторах. Изложены основы кинетики гомогенных и гетерогенных процессов, приведены рекомендации по составлению материального и энергетического балансов реакторов, освещены вопросы их гидродинамики. Рассмотрена термодинамика химических реакций; приведены примеры расчетов и задачи для самостоятельного решения. Книга дополнена обзорной статьей о современных направлениях работ в области изучения химических реакторов и исчерпывающей библиографией.

Книга представляет большой интерес для инженерно-технических работников проектных организаций, научно-исследовательских институтов и предприятий химической промышленности и смежных с ней отраслей народного хозяйства; она будет полезна преподавателям и студентам высших учебных заведений.

Предварительные заказы на книгу можно оформить в магазинах, распространяющих научно-техническую литературу.

ИЗДАТЕЛЬСТВО «ХИМИЯ»

ГТОВИТСЯ
К ВЫПУСКУ
В
1969 ГОДУ

Любутин О. С.

АВТОМАТИЗАЦИЯ ПРОИЗВОДСТВА СТЕКЛОПЛАСТИКОВ

20 л., ц. 1 р. 26 к. в иер.

В книге приведена краткая характеристика основных технологических процессов и оборудования в производстве стеклопластиков и стекловолокна, анализ промышленного уровня и специфические особенности автоматизации этого производства. Рассмотрены методы и технические средства автоматического контроля различных технологических параметров, изложены основы теории и методы расчета датчиков и чувствительных элементов. Описаны конструкции и принципы действия специальных исполнительных механизмов. Приведены результаты исследований объектов автоматического регулирования и систем автоматического управления технологическими процессами. Освещены вопросы применения информационных и управляющих вычислительных машин.

Книга рассчитана на широкий круг инженерно-технических и научных работников промышленности пластических масс, а также на преподавателей, аспирантов и студентов, специализирующихся в области автоматизации производственных процессов.

Предварительные заказы на книгу можно оформить в магазинах, распространяющих научно-техническую литературу.

ИЗДАТЕЛЬСТВО «ХИМИЯ»

**В МАГАЗИНАХ
КНИГОТОРГОВ
ИМЕЮТСЯ В
ПРОДАЖЕ**

**Козулин Н. А., Горловский И. А.
ОБОРУДОВАНИЕ ЗАВОДОВ
ЛАКОКРАСОЧНОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ**

1968, 584 стр., ц. 1 р. 61 к.

**Михайлов Е. И., Денищук Б. В.
ОСНОВЫ
АВТОМАТИЗАЦИИ И МЕХАНИЗАЦИИ
КИСЛОРОДНОГО ПРОИЗВОДСТВА**

1968, 178 стр., ц. 76 коп.

**Плановский А. Н. и др.
ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ
ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

Изд. 5-е, стереотипное. 1968, 848 стр., ц. 1 р. 85 к.

**Романков П. Г., Рацковская Н. В.
СУШКА ВО ВЗВЕШЕННОМ СОСТОЯНИИ,
ТЕОРИЯ, КОНСТРУКЦИЯ, РАСЧЕТ**

Изд. 2-е, пер. и доп. 1968, 358 стр., ц. 1 р. 31 к.

**Романков П. Г. и др.
НЕПРЕРЫВНАЯ АДСОРБЦИЯ ПАРОВ И ГАЗОВ**

1968, 228 стр., ц. 2 руб.

*В случае отсутствия книг в магазинах Книготоргов заказ можно
направить по адресу: Москва, К-50, ул. Медведева, д. 1, отдел «Книга —
почтой» магазина № 8 «Техническая книга». Заказанные книги будут
высланы наложенным платежом.*